



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES "ZARAGOZA"

**ACOPLAMIENTO DE UN SERPENTÍN A UN REACTOR
EXISTENTE: SIMULACIÓN Y DISEÑO.**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

ALEXIS MARCO ANTONIO ROMERO PÉREZ

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMÍNGUEZ



CIUDAD DE MÉXICO, 2019



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Dedicatoria.

A mi padre y a mi madre, brindándome su amor y apoyo en los momentos buenos y en los difíciles; que no importando el día o la hora, siempre tienen el tiempo para escucharme y aconsejarme.

A mi hermano, al compartir tus experiencias y tu tiempo para apoyarnos mutuamente; por ser una fuente de inspiración junto con mis padres, permitiéndome superar los obstáculos y cumplir mis metas.

A mis amigos, que comprenden mi forma de ser y se percatan de qué momento necesito de ellos, convirtiéndose en parte fundamental de los éxitos que he obtenido.

Y a mis mascotas, que tuve y tengo, notando mis estados de ánimo cuando llego a casa y cuidan de mí.

Agradecimientos.

Agradezco a la Universidad Nacional Autónoma de México, por brindarme las herramientas y experiencias necesarias para mi desarrollo académico, cultural y social.

Al Dr. Francisco Vidal Caballero Domínguez por permitirme realizar este trabajo bajo su tutela, por la ayuda que me ha brindado y por las pláticas enriquecedoras que comparte.

Al Dr. Rafael Sánchez Dirzo, al M. en I. Cuauhtémoc Lagos Chávez, a la I.Q. Judith Ventura Cruz y al M. en I.Q. Francisco Javier Almazán Ruíz por el apoyo y tiempo brindado para la realización del presente trabajo.

A mis padres y a mi hermano a quienes amo, por exigirme conforme a mis capacidades, y en particular, por ayudarme a levantarme después de un mal paso dentro de la universidad, lo que posteriormente significó un gran cambio en mi vida.

A mis amigos de la E.N.P. 2 Pilar, Cassani, Gerardo, José Luis, Carlos y Espitia, y a mis amigas de la F.E.S. Zaragoza Kennia, Andrea Alatorre y Andrea Olvera, por los ratos divertidos que compartimos y el apoyo en los momentos complicados que tuvimos.

TABLA DE CONTENIDO.

I. Introducción.....	7
II. Marco teórico.....	10
1. Fundamentos básicos de biotecnología.....	10
1.1. Biotecnología.....	10
1.2. Biorreactor.....	12
1.2.1. Parámetros de control en un biorreactor.....	15
1.2.1.1. Agitación.....	16
1.2.1.2. pH.....	17
1.2.1.3. Temperatura.....	17
1.2.1.4. Oxígeno.....	19
2. Teoría del calor.....	19
2.1. Energía.....	20
2.2. Transferencia de Calor.....	21
2.3. Calor sensible y calor latente.....	23
2.4. Mecanismos de la transferencia de calor.....	27
2.4.1. Transmisión de calor por conducción.....	27
2.4.2. Transmisión de calor por convección.....	29
2.4.3. Transmisión de calor por radiación.....	30
2.5. Película.....	31

2.6. Coeficiente individual de transferencia de calor.....	32
2.7. Coeficiente global de transferencia de calor.	34
2.8. Las relaciones adimensionales.....	36
2.8.1. Número de Reynolds.....	37
2.8.2. Número de Nusselt.....	38
2.8.3. Número de Prandtl.....	39
2.9. Intercambiadores de calor para un bioproceso.....	40
2.9.1. Intercambiador de calor.....	40
2.9.1.1. Chaquetas.....	42
2.9.1.2. Serpentes.....	43
III. Planteamiento del problema.....	46
3. Justificación.....	46
3.1. Objetivo general.....	47
3.1.1. Objetivos particulares.....	47
IV. Metodología.....	48
4. Diseño de serpentín.....	48
4.1. Dimensiones del reactor y tubería del serpentín.....	48
4.2. Condiciones de operación.....	51
4.3. Coeficientes de película.....	53
4.3.1. Coeficiente de película externo.....	53

4.3.2. Coeficiente de película interno.....	55
4.4. Coeficiente global de transferencia.	59
4.5. Área para la transferencia de calor.	61
5. Simulación de la temperatura dentro del reactor.....	68
5.1. Simulación empleando vapor.	69
5.2. Simulación empleando agua caliente.....	77
V. Conclusiones.	85
VI. Referencias	89
VII. Bibliografía.	91
Anexo 1. Espesor de la tubería según número de cédula.	94
Anexo 2. Propiedades del agua saturada.....	95
Anexo 3. Gráfica de transferencia de calor con factor jH.	96
Anexo 4. Hoja de datos del serpentín diseñado.	97
Anexo 5. Registro para datos de pruebas experimentales.	99

I. Introducción.

A partir de la revolución industrial, la humanidad ha dependido notablemente del carbón, petróleo y gas para la fabricación de productos como fármacos, comidas, bebidas, plásticos, cuidado personal, entre otros materiales, pero estos recursos del carbón no proveerán para siempre, por lo que la biotecnología deberá ser la nueva alternativa para el desarrollo de los diferentes sectores industriales. La biotecnología es el campo multidisciplinario (figura 1) que se enfoca en el uso de recursos biológicos como son: plantas, algas, hongos, o microorganismos, para la producción de biofármacos, químicos, energía, así como materiales sustentables y renovables. La industria de la biotecnología busca desarrollar procesos innovadores y productos que sean viables económicamente, ambientalmente compatibles y socialmente responsables.

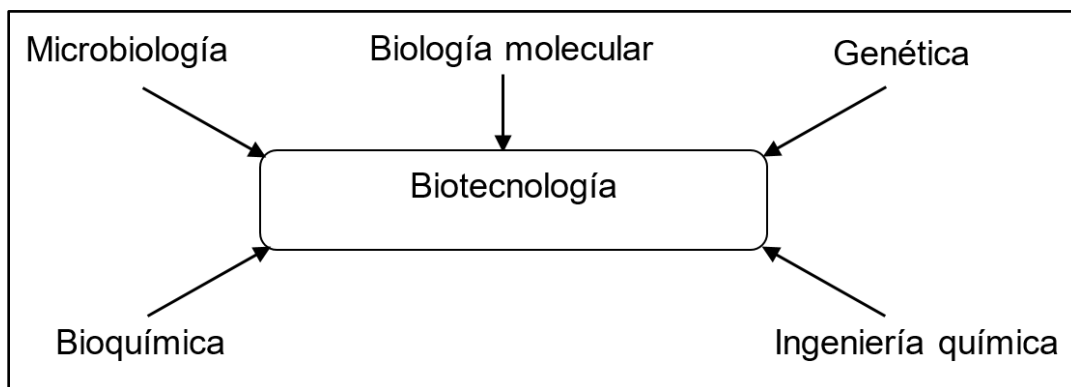


Figura 1. Campo multidisciplinario de la biotecnología.

En una situación de oportunidad, se pretende habilitar un reactor existente en la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza para realizar pruebas experimentales dentro del campo biotecnológico, en particular el proceso de

fermentación láctica, ya que el microorganismo que se empleará en el proyecto de investigación producirá ácido láctico.

Por este motivo, en este trabajo de tesis se describe el procedimiento para proponer el diseño de un serpentín que será condicionado a un reactor de 10 galones vidriado marca Pfaudler.

En el segundo capítulo se desarrolla un marco teórico referente a conceptos básicos sobre biotecnología y los parámetros principales que en ella influyen, teoría de calor donde se describen las diferentes formas de transmisión de calor junto con las respectivas ecuaciones para el cálculo de coeficientes de transferencia, finalizando con equipos de intercambio de calor frecuentes para su empleo en un bioproceso.

El tercer capítulo plantea el problema que se abordará en el presente trabajo referente a la habilitación del reactor Pfaudler de 10 galones. Posteriormente, en el cuarto capítulo, se realiza la metodología para el dimensionamiento de un serpentín que opere con agua caliente y vapor de agua para calentar agua de 20 °C a 40 °C como una primera instancia del proyecto para un bioproceso; para ello se establecen diversas consideraciones y suposiciones para facilitar el cálculo del diseño. Al finalizar el cálculo, se verifica que el serpentín cumpla con el espacio disponible dentro del reactor existente con ayuda de las consideraciones geométricas establecidas al inicio del desarrollo matemático, arrojando los datos de área de transferencia y coeficiente global de transferencia de calor.

Con estos últimos datos se procede a la simulación del cambio de la temperatura con respecto al tiempo dentro del reactor Pfaudler. Empleando el software Altair Embed™, se resuelven las ecuaciones diferenciales que modelan el comportamiento del serpentín dentro del reactor utilizando agua caliente y vapor de agua. Con ello se establece un lazo de control cerrado para mantener la temperatura de 40 °C a lo largo del tiempo, colocando alguna perturbación para comprobar el funcionamiento y restablecimiento de este valor de temperatura.

Finalmente se concluye el rango de área de transferencia de calor del serpentín para que no importando el medio de calentamiento empleado, pueda dar el servicio buscado, comprobándose previamente con la simulación del comportamiento de la temperatura dentro del reactor Pfaudler.

II. Marco teórico.

1. Fundamentos básicos de biotecnología.

1.1. Biotecnología.

La meta de la biotecnología (Shuler & Kargi, 2002) puede implicar la producción de químicos, el mejoramiento de plantas o semillas, la terapia genética, o para la degradación de residuos. Dentro de la bioingeniería se pueden encontrar prácticas agrícolas, eléctricas, mecánicas, industriales, ambientales, químicas, entre otras. La bioingeniería se puede desglosar en:

- Ingeniería biológica: Se enfoca en la aplicación a plantas y animales, para la creación o modificación de productos y procesos.
- Ingeniería bioquímica: Se fundamenta en los principios de la ingeniería química aplicada a sistemas usando catalizadores biológicos para realizar transformaciones químicas.
- Ingeniería biomédica: Se involucra en las áreas de superficie de células receptoras y el cultivo de células animales, para obtener beneficios en el cuidado de la salud aplicados al ser humano.
- Ingeniería biomolecular: Se encuentra en el límite de la biología y la ingeniería química, donde el estudio se lleva a cabo a nivel molecular.

Al referirse al bioproceso, el ingeniero químico deberá colaborar con ingenieros mecánicos, eléctricos e industriales para aplicar los conocimientos de sus respectivas disciplinas para el diseño de equipos, implementación de sensores y controles, y desarrollo del proceso, buscando garantizar el óptimo rendimiento de

los organismos que se planean utilizar. La tabla 1 muestra varios ejemplos de bioprocesos junto con los organismos típicos utilizados en cada caso.

Tabla 1. Productos mayoritarios del proceso biológico.

<i>Producto</i>	<i>Organismo típico utilizado</i>
Base orgánica	
<i>Etol</i>	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
<i>Acetona/Butanol</i>	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
Biomasa	
<i>Cultivos de partida y levaduras para alimentación y agricultura</i>	Bacteria del ácido láctico o levadura de panadería
<i>Proteína de seres unicelulares</i>	<i>Pseudomonas methylothropus</i> o <i>Candida utilis</i>
Ácidos orgánicos	
<i>Ácido cítrico</i>	<i>Aspergillus niger</i>
<i>Ácido glucónico</i>	<i>Aspergillus niger</i>
<i>Ácido láctico</i>	<i>Lactobacillus delbrueckii</i>
<i>Ácido itacónico</i>	<i>Aspergillus itaconicus</i>
Aminoácidos	
<i>Ácido L-glutámico</i>	<i>Corynebacterium glutamicum</i>
<i>L-lisina</i>	<i>Brevibacterium flavum</i>
<i>L-fenilalanina</i>	<i>Corynebacterium glutamicum</i>
<i>L-arginina</i>	<i>Brevibacterium flavum</i>
Enzimas	
<i>Proteasas</i>	<i>Bacillus spp.</i>
<i>α-amilasa</i>	<i>Bacillus amyloliquefaciens</i>
<i>Glucoamilasa</i>	<i>Aspergillus niger</i>
<i>Glucosa isomerasa</i>	<i>Bacillus coagulans</i>
<i>Pectinasa</i>	<i>Aspergillus niger</i>

Fuente: Shuler y Kargi (1987).

Uno de los proyectos del Laboratorio de Investigación de Ingeniería Química en la F.E.S. Zaragoza es la implementación de un proceso bioquímico para la obtención de ácido láctico, por lo que se utilizará el reactor existente para la implementación, la cual será la etapa fundamental de su desarrollo.

La interrelación de las diferentes disciplinas, que se mencionan en la figura 1 dentro del bioproceso, se observa a lo largo de las etapas de desarrollo (figura 2) el

cual detalla el proceso industrial completo, logrando consolidar la idea del producto deseado en una realidad comercial.

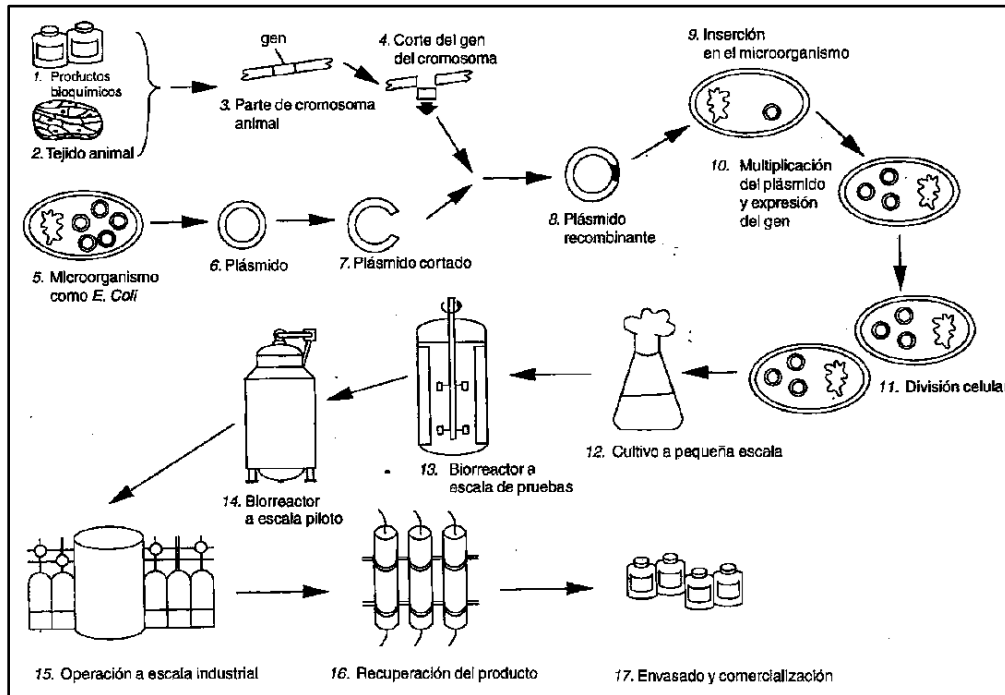


Figura 2. (Doran, 1998) Etapas de desarrollo de un bioproceso completo.

El propósito de los estudios en planta piloto es verificar la respuesta de las células a mediana escala antes de su desarrollo industrial. En esta parte del bioproceso, se define el concepto de biorreactor.

1.2. Biorreactor.

La parte central de todo proceso biotecnológico es el biorreactor, el cual es un recipiente donde las reacciones biológicas toman lugar, y el campo de la ingeniería química será la encargada de su diseño.

El biorreactor debe crear una biosfera que proporcione el ambiente ideal para que ocurra la reacción biológica, lo que da lugar a muchas configuraciones diferentes (figura 3). Por ello debe definirse los objetivos de producción como:

minimizar costos y tiempos, o maximizar beneficios comerciales, pureza y rendimientos del producto.

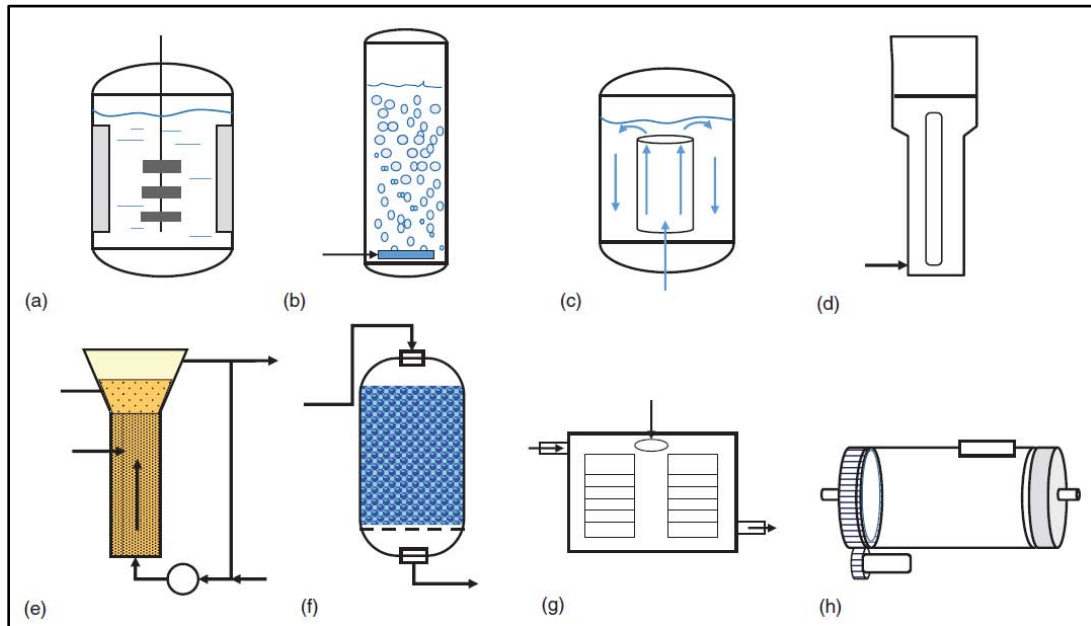


Figura 3. (Mandenius, 2016) Ejemplos de diseño de biorreactor: (a) Reactor de tanque agitado, (b) reactor de burbuja, (c) reactor de corriente de aire, (d) reactor de bucle, (e) reactor con células inmobilizadas, (f) reactor de lecho de goteo, (g) reactor de bandejas para fase sólida, (h) biorreactor de tambor rotatorio.

Por lo tanto, el principal propósito del biorreactor es lograr condiciones donde los diferentes organismos biológicos puedan crecer de manera eficiente y producir una gran variedad de productos. La tasa de transferencia de masa y energía se encuentran entre los problemas más críticos.

El reactor de tanque agitado es, salvo algunas excepciones, el diseño predominante utilizado para cultivos sumergidos debido a su versatilidad y operatividad (figura 3a). El principal defecto del biorreactor agitado es la agitación mecánica que puede provocar estrés al microorganismo, por ello se opta por otros diseños de biorreactores. En el biorreactor de columna de burbujas (figura 3b), el

impulsor mecánico se intercambia con burbujas en aumento, las cuales para el caso de una fermentación aeróbica, se requerirán de todos modos para ocupar menos componentes mecánicos y una menor potencia eléctrica.

El uso de un biorreactor de flujo de aire forzado en un bucle interno o externo tiene la misma ventaja, aunque el diseño requiere una pieza de construcción adicional: un tubo en la parte inferior (figura 3c y 3d). Estas modificaciones limitan sustancialmente el uso generalizado de estos tipos de biorreactores. Así mismo, el reactor de lecho fluido (figura 3e) donde las células se recirculan mediante bombeo externo y el producto soluble es recolectado por desbordamiento ofrece igualmente pros y contras: menos mecánica y menor transferencia de oxígeno. Se necesita una diversidad de densidades entre los medios y las células, lo que hace que la agregación de células como las de levadura floculantes o las posiblemente inmovilizadas sean el estado ideal para el componente biológico. Por eso, el diseño del reactor del tanque se acerca a los diseños del reactor tubular y las fermentaciones en estado sólido. En el biorreactor de lecho de goteo, las células se injertan en un material sólido mientras que el medio se transfiere a través de un lecho de biocatalizador (figura 3f).

El diseño del biorreactor de estado sólido también puede seguir el antiguo modelo de reactor de bandeja chino (figura 3g), el cual recopila el cultivo en un material de soporte, un tipo de procedimiento de inmovilización, en bandejas colocadas en un recipiente en condiciones controladas que no resulta óptimo.

El biorreactor rotatorio es otra forma para agitar las células y los reactivos, donde se debe emplear la gravedad de las partículas para causar el movimiento en el medio, ya sea en un disco o en una geometría de tambor (figura 3h).

El reactor Pfaudler que se pretende habilitar, posee el diseño de tanque agitado, por lo que los modelos matemáticos que se emplearán a lo largo del presente trabajo de tesis son los establecidos para este tipo de biorreactores.

1.2.1. Parámetros de control en un biorreactor.

El biorreactor seleccionado para este estudio deberá estar equipado con instrumentos para medir y ajustar diferentes variables del proceso (figura 4), donde destaca la temperatura, el pH, la concentración de oxígeno disuelto (si el organismo así lo requiere) y la agitación, para una primera etapa de la habilitación.

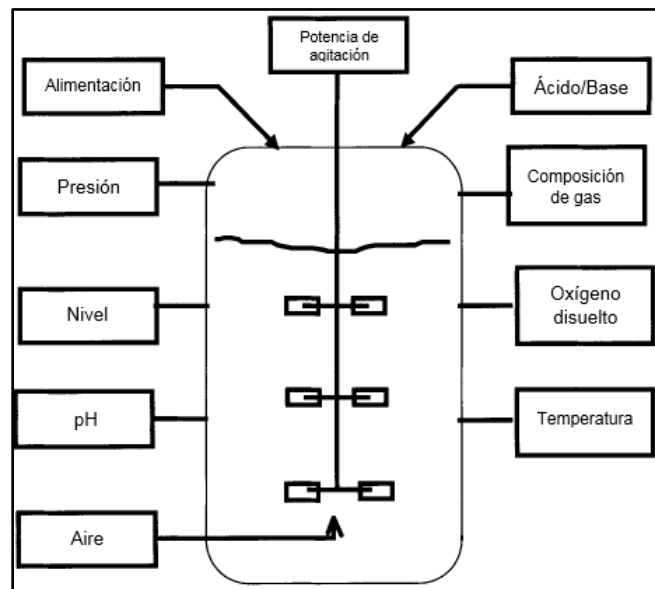


Figura 4. (Kent, 2007) Parámetros medidos o controlados en los biorreactores.

1.2.1.1. Agitación.

El biorreactor al que se le dará acondicionamiento en este proyecto será de tipo tanque agitado, el cual es el más usado en la industria química por su fácil implementación para aplicaciones biológicas. En el tanque agitado, el mezclado será una de las operaciones más importantes del bioproceso, ya que provocará que el fluido sea más uniforme, eliminando gradientes de concentración y temperatura. El mezclado incluye:

- Combinación de los componentes solubles del medio.
- La dispersión de gases, como el aire, cuando atraviesa el líquido en forma de pequeñas burbujas.
- Donde sea necesario, la dispersión de los líquidos inmiscibles para formar una emulsión.
- La mejora de la transmisión de calor hacia o desde el líquido.

El biorreactor del presente proyecto está construido de forma cilíndrica con base redonda con el fin de eliminar esquinas y cavidades, donde las corrientes de fluido no pueden penetrar y propician la formación de regiones estancadas. Así mismo, contará con cuatro deflectores, que son láminas verticales de metal unidas a la pared del tanque para prevenir la formación de vórtices (figura 5).

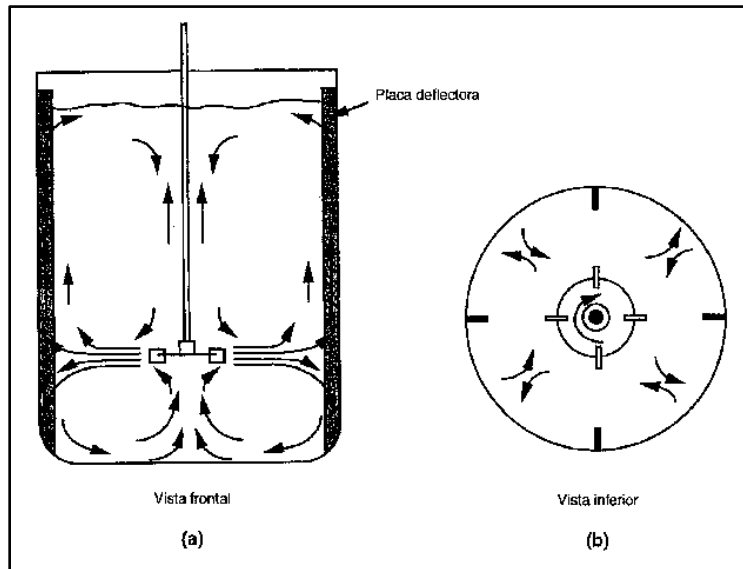


Figura 5. (Doran, 1998) Esquema del biorreactor del presente proyecto.

1.2.1.2. pH.

La concentración de iones de hidrógeno, comúnmente conocida como pH, afecta en forma muy significativa la actividad catalítica y la velocidad de crecimiento. Cada organismo tiene un rango de pH dentro del cual es posible el crecimiento, y normalmente posee un pH óptimo bien definido.

Una de las razones que provocan un cambio de pH en un proceso bioquímico es la producción de ácidos orgánicos o de bases por la masa orgánica empleada. El suministro de CO_2 también puede alterar fuertemente el pH en algunos sistemas, por ejemplo, en los cultivos de células animales.

1.2.1.3. Temperatura.

La temperatura es uno de los parámetros ambientales más importantes que afectan el desarrollo de la actividad catalítica. La importancia radica en el hecho de que, un incremento en el rango de la temperatura óptima puede provocar la muerte

celular del medio de cultivo, y la disminución producirá que el crecimiento de los organismos se detenga por completo (Figura 6).

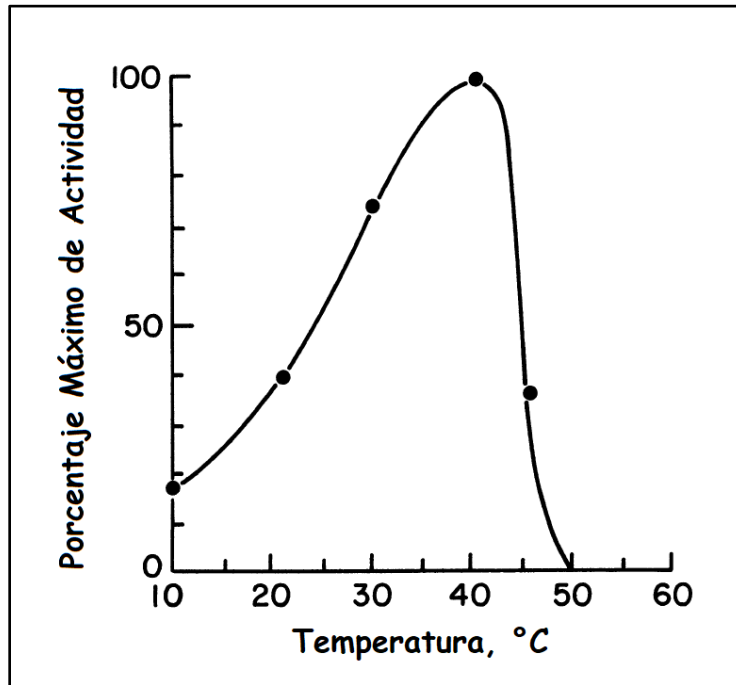


Figura 6. (Shuler, 2002) Efecto de la temperatura en la actividad enzimática.

Por lo tanto, el control de este factor debe involucrar un sistema de intercambio de calor (interno o externo), ya que los organismos poseen un rango óptimo de temperatura (Tabla 2) para obtener la mayor cantidad de producto posible en el biorreactor.

Tabla 2. Ejemplos de rangos de temperaturas óptimas para las enzimas.

<i>Enzima</i>	<i>Rango de temperatura óptimo</i>
CBHI (de <i>Trichoderma harzianum</i>)	40-50 °C
CBHII (de <i>Trichoderma reesei</i>)	50-55 °C
EGI (de <i>Trichoderma viride</i>)	40-50 °C
EGII (de <i>Trichoderma reesei</i>)	50-60 °C
EGIII (de <i>Trichoderma viride</i>)	40-60 °C
βG (de <i>Aspergillus niger</i>)	50-60 °C
<i>Lactobacillus casei</i> ssp <i>casei</i>	32-42°C

Fuente: Obnamia (2014) y Velásquez, Giraldo Y., Padilla & Giraldo, G. (2015).

Una de las consideraciones del posterior cálculo para el diseño del serpentín del biorreactor, será seleccionar una temperatura a la cual se desea mantener el cultivo (o medio). Dado que uno de los fines del equipo será la obtención de ácido láctico, se optará por un valor dentro del rango óptimo de temperatura de los *Lactobacillus*, que son los microorganismos con los que cuenta el laboratorio de investigación (el rango que podría modificarse al diferir con una cepa diferente).

1.2.1.4. Oxígeno.

Las células desarrolladas en cultivos aerobios toman el oxígeno del líquido. La velocidad de transferencia de oxígeno es de vital importancia, especialmente cuando el crecimiento de las células se encuentre limitado por la disponibilidad del oxígeno en el medio.

La velocidad a la que las células consumen oxígeno en los biorreactores determina la velocidad a la que éste debe transferirse. Muchos son los factores que influyen en la demanda de oxígeno, siendo los más importantes la especie celular utilizada, la fase de crecimiento del cultivo y la naturaleza de la fuente de carbono en el medio. En cultivos discontinuos, la velocidad de consumo de oxígeno varía con el tiempo, debido principalmente al aumento (o disminución) de las células presentes.

2. Teoría del calor.

La termodinámica trata de la cantidad de transferencia de calor a medida que un sistema pasa por un proceso de un estado de equilibrio a otro y no hace referencia a cuánto durará ese proceso. Pero en la ingeniería a menudo se está

interesado en la rapidez o razón de esa transferencia, la cual constituye el tema de la ciencia de la transferencia de calor (Çengel & Ghajar, 2011).

La transferencia de calor tiene una amplia área de aplicación que va desde los sistemas biológicos hasta aparatos domésticos comunes, pasando por los edificios residenciales y comerciales, procesos industriales, los aparatos electrónicos, área médica, sistemas criogénicos, manejo de energías alternas, y el procesamiento de alimentos. Para poder diseñar el serpentín del reactor a habilitar, se debe comprender los fenómenos físicos que abarca la transferencia de calor.

2.1. Energía.

La energía es un concepto fundamental de la termodinámica y uno de los principales aspectos durante el análisis de ingeniería. Ésta puede ser almacenada, convertida de una forma a otra, o transferida entre sistemas. La energía comúnmente se clasifica en dos principales grupos: energía potencial y energía cinética, los cuales, Gutiérrez, Rodríguez y Carmona (2005) los definen de la siguiente forma:

- Energía potencial: Es aquella que presenta un cuerpo debido a su posición en el campo gravitatorio de la Tierra o bien a su arreglo interno, en este grupo se localiza la energía química, nuclear y elástica.
- Energía cinética: Es aquella que presentan los cuerpos en movimiento, en este grupo se puede mencionar a la energía luminosa, eléctrica, mecánica, solar, electromagnética y térmica.

2.2. Transferencia de Calor.

El calor como la forma de energía que se puede transferir de un sistema a otro como resultado de una diferencia de temperatura. El área de estudio que trata la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes hacia cuerpos fríos es la transferencia de calor.

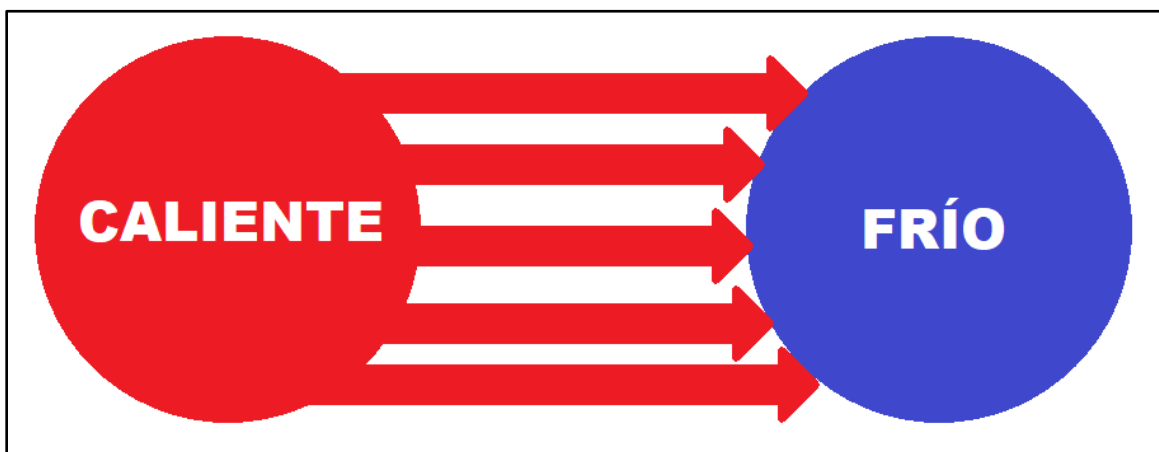


Figura 7. La transferencia de calor siempre se efectúa del medio caliente al medio frío.

Los términos de calor y temperatura suelen ser confundidos uno por otro dentro de la sociedad alejada de áreas de la fisicoquímica, inclusive se emplean como sinónimos. En la tabla 3 se mencionan algunas de sus características.

Tabla 3. Diferencia entre temperatura y calor.

<i>Temperatura</i>	<i>Calor o energía térmica</i>
Es una propiedad de los sistemas que indica cuando los cuerpos están en equilibrio térmico.	Es una forma de energía en tránsito.
Los cuerpos poseen temperatura.	Los cuerpos no poseen calor.
La temperatura nunca fluye	Es correcto decir que en un proceso fluyó calor.
La temperatura se mide en grados Kelvin, Centígrados, Rankine o Fahrenheit.	El calor se mide en Joules, calorías o BTU.
La temperatura determina la dirección del flujo de calor.	El calor fluye de los objetos que están a alta temperatura hacia los que tienen temperatura baja. No hay flujo de calor cuando hay equilibrio térmico.

Fuente: Gutiérrez, Rodríguez y Carmona (2005).

Los intercambiadores de calor, las calderas, los condensadores, radiadores, calentadores, hornos, refrigeradores y colectores solares, son equipos de transferencia de calor diseñados a partir del análisis de la transferencia de calor. Los problemas de esta disciplina son considerados en la práctica de acuerdo con Çengel y Ghajar (2011) en:

- Capacidad Nominal: Determinar la razón de la transferencia de calor para un sistema existente a una diferencia de temperatura específica.
- Dimensionamiento: Determinar el tamaño de un sistema con el fin de transferir calor a una razón determinada para una diferencia específica de temperatura. El presente trabajo abarca este punto en particular.

Un equipo de proceso de ingeniería puede estudiarse de manera experimental, realizando pruebas y tomando mediciones, o de manera analítica (mediante el análisis o la elaboración de cálculos). A lo largo del desarrollo de este trabajo escrito, los objetivos abarcarán la forma analítica de estudio, pero los resultados obtenidos estarán sujetos a suposiciones, aproximaciones e idealizaciones establecidas en el análisis. La siguiente fase que supondrá la finalización del proyecto, será la verificación de los cálculos en forma experimental.

Cuando el ingeniero químico se encuentra con un problema de transferencia de calor, deberá elegir entre un modelo muy exacto, pero complejo, y uno sencillo, pero no tan exacto. La selección dependerá de la situación en la que se encuentre.

2.3. Calor sensible y calor latente.

Al proporcionar calor a un cuerpo sólido, su temperatura aumenta hasta alcanzar la temperatura de fusión, punto en donde el sólido comienza a fundirse para llegar a la fase líquida.

Durante el proceso de fusión, el sistema absorbe calor aunque la temperatura permanece constante, ya que la energía administrada se emplea para vencer las fuerzas de atracción en el sólido.

Una vez que la muestra se ha fundido por completo, el calor proporcionado aumenta la energía cinética promedio de las moléculas del líquido y su temperatura de nuevo aumenta hasta llegar al punto de ebullición (o evaporación).

El proceso de evaporación se explica de manera similar, ya que la temperatura permanece constante y la energía que utiliza el sistema será para vencer las fuerzas de cohesión en el líquido.

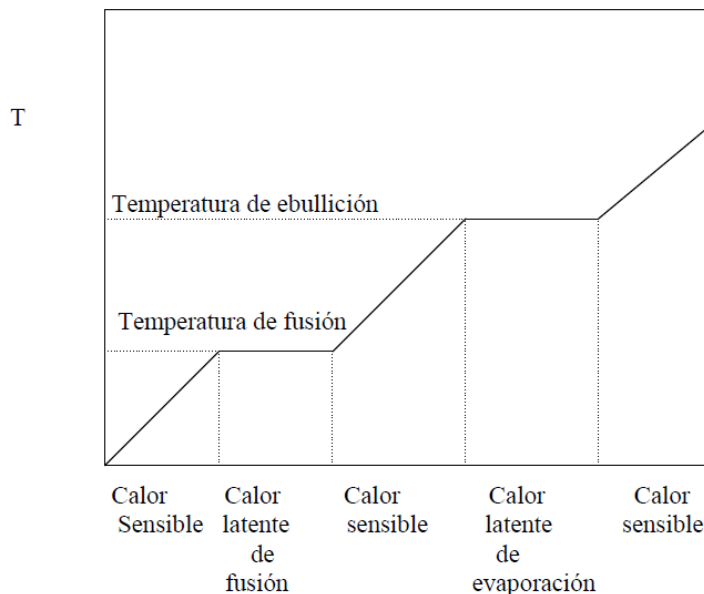


Figura 8. (Valiente, 2013) Proceso de calentamiento de una sustancia.

El proceso que se muestra en la figura 8 es reversible, es decir, partiendo ahora desde la fase vapor, este fluido se puede enfriar hasta condensarlo y el líquido resultante ser enfriado hasta que se solidifique.

De manera general, el calor sensible se denomina como aquella forma de energía que recibe un cuerpo sin cambiar su estado físico mientras aumenta (o disminuye) su temperatura. Se ha observado que la cantidad de calor necesaria para calentar un cuerpo es directamente proporcional a la masa de éste y a la cantidad de grados en que varía la temperatura. La expresión matemática empleada para calcular el calor sensible es:

$$Q_s = m \cdot \overline{C_p} \cdot \Delta T$$

(Ecuación 1)

Donde:

- m es la masa del cuerpo.
- $\overline{C_p}$ es la capacidad calorífica media a presión constante.
- ΔT es la diferencia de la temperatura final (T_2) y la temperatura inicial (T_1) del proceso.

Para un proceso discontinuo (o por lote), la ecuación anterior puede expresarse en término de la cantidad de calor necesaria por unidad de tiempo de la forma:

$$\dot{Q}_s = \frac{m \cdot \overline{C_p} \cdot \Delta T}{t}$$

(Ecuación 2)

Donde:

- t es el tiempo necesario para calentar m unidades del cuerpo.

Las capacidades caloríficas son propiedades de las sustancias y del estado físico en que éstas se encuentren.

Se habla de calor latente cuando el cuerpo cambia de estado físico, manteniendo su temperatura constante. El calor latente puede calcularse por la siguiente ecuación:

$$Q_{\lambda} = m \cdot \lambda \quad (\text{Ecuación 3})$$

Para un proceso discontinuo:

$$\dot{Q}_{\lambda} = \frac{m \cdot \lambda}{t} \quad (\text{Ecuación 4})$$

Donde:

- λ es el calor latente del cambio de estado de la sustancia en cuestión.

Los calores latentes de las sustancias varían con el estado físico y la presión en las que se encuentren.

Al sumarse calores sensibles y latentes, se obtiene la energía requerida para llevar una sustancia de una temperatura a otra. Para el caso de la figura 7, esto quedaría como:

$$Q = m \cdot Cp_s \cdot (T_f - T_1) + m \cdot \lambda_f + m \cdot Cp_l \cdot (T_e - T_f) + m \cdot \lambda_e + m \cdot Cp_v \cdot (T_2 - T_e)$$

(Ecuación 5)

Donde:

- T_f es la temperatura de fusión.
- T_e es la temperatura de ebullición.
- Cp_s es la capacidad calorífica del sólido.
- Cp_l es la capacidad calorífica del líquido.
- Cp_v es la capacidad calorífica del vapor.
- λ_f es el calor latente de fusión.
- λ_e es el calor latente de evaporación.

La mayoría de las veces, la diferencia de temperaturas no es tan grande como para que se produzca el proceso completo de cambio de estado de un cuerpo sólido hasta vapor o viceversa, por lo cual, la ecuación anterior no se aplica en su totalidad, sino parcialmente.

Para emplear esta ecuación se requieren de datos de capacidades caloríficas y calores latentes, a determinadas temperaturas y presiones. Estos datos se encuentran en la literatura en tablas o apéndices para algunas sustancias.

Es de vital importancia, en el cálculo para el diseño del serpentín, comprender y diferenciar los términos de calor latente y sensible, ya que dentro del análisis comprendido con agua y vapor, se emplearán sus respectivas ecuaciones si se encuentra en un proceso de cambio de estado, o no.

2.4. Mecanismos de la transferencia de calor.

Existen tres mecanismos fundamentales de transmisión de calor: conducción, convección y radiación. Muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinación de dos o tres de estos mecanismos. Cabe recordar que todos los modos de transferencia de calor requieren que exista una diferencia de temperatura, y el flujo de calor va desde la fuente de mayor temperatura hacia el cuerpo de menor temperatura.

2.4.1. Transmisión de calor por conducción.

La transferencia de calor por conducción puede tener lugar en sólidos, líquidos y gases, estos últimos siempre y cuando se tomen las precauciones necesarias para evitar la convección y radiación. La conducción puede considerarse como la transferencia de energía de las partículas más energéticas de una sustancia a partículas adyacentes que son menos energéticas, debido a las interacciones entre éstas.

La rapidez o razón de la conducción de calor a través de un medio depende de la configuración geométrica de éste, su espesor y el material de que esté hecho, así como la diferencia de temperatura a través de él.

Consideré una conducción de estado estacionario de calor a través de una pared plana grande de espesor $\Delta x = L$ y área A , como se muestra en la figura 9. La diferencia de temperatura de uno a otro lado de la pared es $\Delta T = T_2 - T_1$. A partir de estudios experimentales se llegó a la conclusión que la razón de conducción de calor a través de una pared plana es proporcional a la diferencia de temperatura a

través de ésta y al área de transferencia de calor, e inversamente proporcional al espesor de esa capa:

$$\dot{Q}_{cond} \propto A \frac{T_1 - T_2}{\Delta x}$$

(Ecuación 6)

O bien,

$$\dot{Q}_{cond} = -k \cdot A \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

(Ecuación 7)

Donde la constante de proporcionalidad k es la conductividad térmica del material, que es una medida de la capacidad de un material para conducir calor. En el caso límite de $\Delta x \rightarrow 0$, la ecuación se reduce a la forma diferencial:

$$\dot{Q}_{cond} = -k \cdot A \frac{dT}{dx}$$

(Ecuación 8)

Esta ecuación es la forma unidimensional de la llamada ley de Fourier de la conducción de calor. El signo negativo garantiza que la transferencia de calor en la dirección x positiva sea una cantidad positiva. El área A de transferencia de calor es perpendicular a la dirección de esa transferencia.

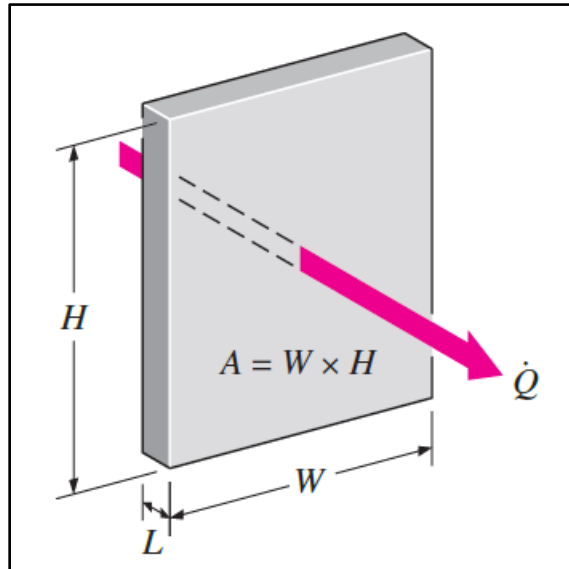


Figura 9. (Çengel & Ghajar, 2011) Esquema de conducción de calor.

Es sabido que no todos los materiales son buenos conductores calor (plásticos, madera), por lo que frecuentemente se les llama aislantes. Aquellos que conducen bien el calor son en general los metales, razón por la cual se emplean para fabricar equipos de transferencia de calor. Para el serpentín a diseñar, se considerará el acero inoxidable como su material de fabricación.

2.4.2. Transmisión de calor por convección.

La convección es referida a la transmisión de calor desde un punto a otro, dentro de un fluido (gas o líquido) mediante el movimiento de éste. El fluido adyacente a superficies calientes recibe calor que luego transfiere al resto del fluido frío mezclándose con él.

Conviene mencionar que hay una diferencia entre la transferencia de calor (figura 10) por convección forzada, en la que se provoca el flujo (frecuentemente turbulento) de un fluido sobre una superficie sólida por medio de un dispositivo mecánico, y la convección libre (o natural), en la que un fluido más caliente (o más

frío) que está en contacto con la superficie sólida causa una circulación debido a la diferencia de densidades que resulta del gradiente de temperaturas en el fluido.

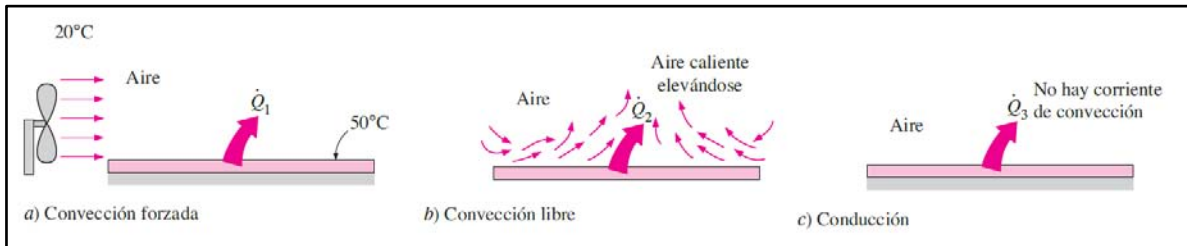


Figura 10. (Çengel & Ghajar, 2011) Transferencia de calor de una superficie caliente hacia el fluido circundante, por convección y conducción.

La transferencia de calor por convección depende de las propiedades de viscosidad, conductividad térmica, densidad y calor específico del fluido, así como de la velocidad del fluido. También depende de la configuración geométrica de la superficie sólida, además del tipo del flujo (laminar o turbulento).

Aquí toma relevancia el parámetro de la agitación dentro del reactor de estudio para el cálculo, por lo que es necesario considerar ambos mecanismos de transferencia de calor (conducción y convección) para realizar el diseño del serpentín.

2.4.3. Transmisión de calor por radiación.

La transferencia de calor por conducción y convección necesitan la existencia de un medio material. Para el caso de la conducción, es preciso que haya una diferencia de temperaturas entre dos puntos contiguos. Para la convección, tiene que existir un fluido con libertad de movimiento, que en su desplazamiento transporta energía.

La radiación (figura 11) es el mecanismo de transferencia de calor, por medio de ondas electromagnéticas, en el que la energía se transporta a la velocidad de la luz sin la necesidad de un medio interventor. Para el caso de estudio, este mecanismo de transferencia de calor no se considerará en el cálculo de diseño del serpentín.

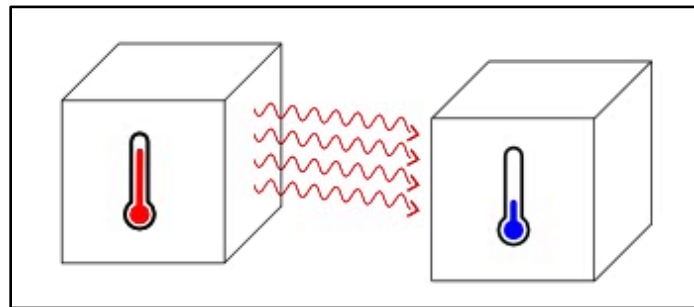


Figura 11. Transferencia de calor por radiación

2.5. Película.

En caso de flujo turbulento de un fluido junto a una superficie sólida, se sabe que en la cercanía inmediata de la superficie, existe una zona relativamente tranquila del fluido, que comúnmente se define como película (Çengel & Ghajar, 2011).

Al aproximarse a la pared sólida desde la masa del fluido en circulación, el flujo tiende a hacerse menos turbulento y comportarse como flujo laminar en las inmediaciones de la pared. La película consiste en la porción de flujo que tiende al movimiento laminar y a través de ésta subcapa se transfiere calor mediante la conducción (figura 12).

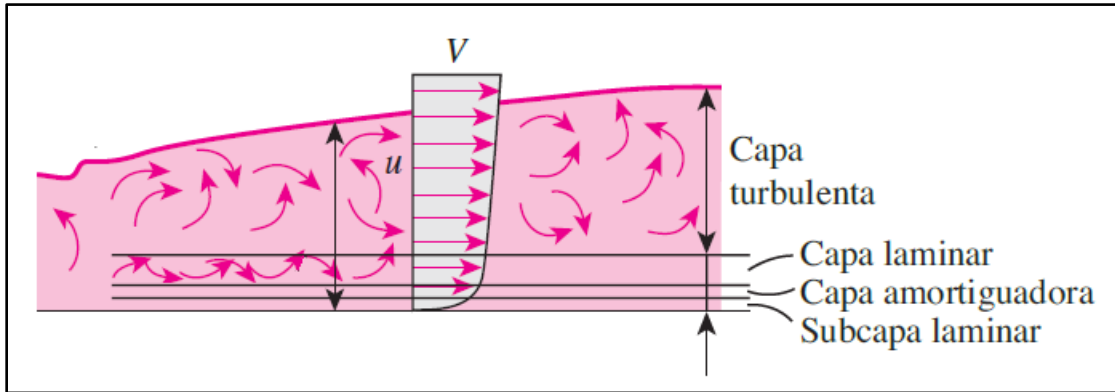


Figura 12. (Çengel & Ghajar, 2011) Diagrama de la aparición de la película en un flujo turbulento al aproximarse a un sólido.

2.6. Coeficiente individual de transferencia de calor.

Debido a la estructura complicada de una corriente de flujo turbulento y lo impracticable que resulta medir los espesores de las diversas capas y sus temperaturas, se define la velocidad local de transferencia de calor entre el fluido y el sólido mediante las ecuaciones:

$$d\dot{Q} = h_i \cdot A_i \cdot d(T_1 - T_3) = h_o \cdot A_o \cdot d(T_4 - T_6)$$

(Ecuación 9)

Donde:

- h_i es el coeficiente local de transferencia de calor dentro de la pared.
- h_o es el coeficiente local de transferencia de calor fuera de la pared.
- A_i es el área superficial de transferencia de calor interna de la pared.
- A_o es el área superficial de transferencia de calor externa de la pared.

Las temperaturas de la ecuación anterior se definen mediante la figura 13.

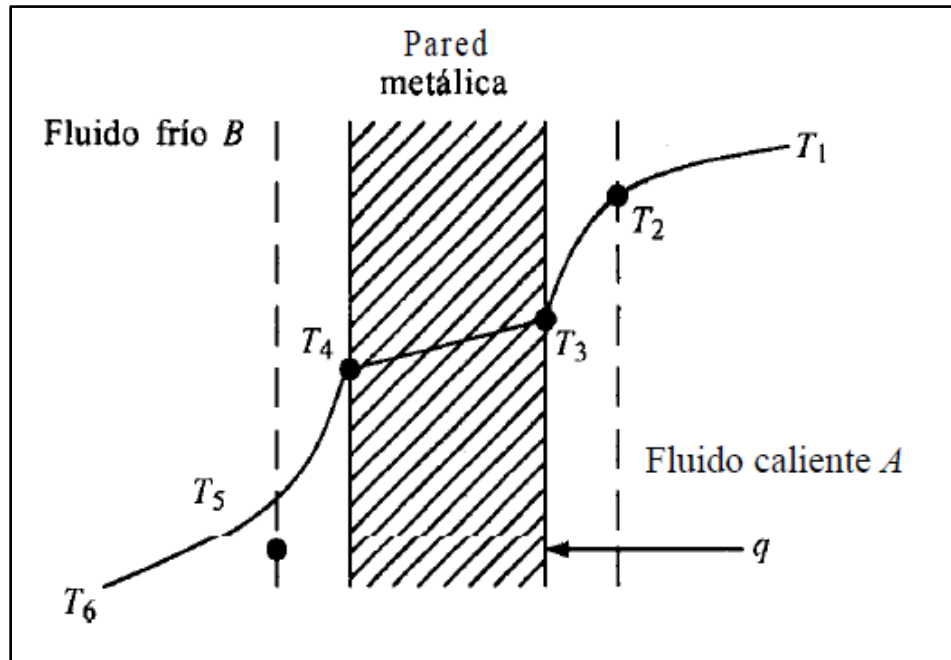


Figura 13. (Geankoplis, 1998) Perfil de temperaturas para la transferencia por convección y conducción, desde un fluido caliente hasta otro frío, separados por una pared sólida.

El coeficiente de transferencia de calor por convección h se puede definir como la razón de la transferencia de calor entre una superficie sólida y un fluido por unidad de área superficial por unidad de diferencia en la temperatura.

Los gradientes de temperatura tanto en el fluido como en el sólido adyacente en la interfase fluido-sólido se pueden relacionar también con el coeficiente de transferencia de calor:

$$d\dot{Q} = h_i \cdot A_i \cdot d(T_1 - T_3) = \left(-k \frac{dT}{dx}\right)_{\text{fluido}} = \left(-k \frac{dT}{dx}\right)_{\text{sólido}} \quad (\text{Ecuación 10})$$

Integrando la ecuación que define la velocidad local de transferencia de calor entre el fluido y el sólido, se obtiene:

$$A_i = \int_{emtrada}^{salida} \frac{d\dot{Q}}{h_i \Delta T_i} \quad o \quad A_o = \int_{emtrada}^{salida} \frac{d\dot{Q}}{h_o \Delta T_o}$$

(Ecuación 11)

Si q es una función lineal de ΔT y h es constante, entonces la ecuación anterior quedará:

$$\dot{Q} = h \cdot A \cdot \frac{\Delta T_{entrada} - \Delta T_{salida}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{entrada}}{\Delta T_{salida}}\right)} = h \cdot A \cdot LMTD$$

(Ecuación 12)

Donde el factor LMTD es la diferencia media logarítmica de temperaturas entre la pared y el fluido.

2.7. Coeficiente global de transferencia de calor.

Al probar equipos comerciales de transferencia de calor, resulta adecuado medir la temperatura de la superficie sólida (T_3 o T_4 en la figura 11), por tanto, el rendimiento general se expresa como un coeficiente global de transferencia de calor U , basado en un área conveniente, por definición:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot LMTD$$

(Ecuación 13)

La expresión completa para la velocidad constante de flujo de calor de un fluido a través de la pared, considerando un depósito de suciedad, a partir de los mecanismos de transferencia de calor por conducción y convección, es:

$$\dot{Q} = \frac{LMTD}{\frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{x}{k \cdot A_{prom}} + \frac{1}{h_d \cdot A_d} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}}$$

(Ecuación 14)

Donde:

- h_d es el coeficiente local de transferencia de calor del depósito de suciedad.
- A_d es el área superficial de transferencia de calor del depósito de suciedad.

El coeficiente global de transferencia, por tanto, puede ser calculada mediante la expresión matemática:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + \frac{x}{k}}$$

(Ecuación 15)

Y h_{io} es determinado por la ecuación:

$$h_{io} = h_i \left(\frac{D_o}{D_i} \right)$$

(Ecuación 16)

Donde:

- h_{io} es el coeficiente de película interno referido al lado externo del interior.
- D_o es el diámetro externo.

2.8. Las relaciones adimensionales.

En los estudios sobre convección, en particular para la representación de coeficientes de película, es común quitar las dimensiones a las ecuaciones que rigen y combinan las variables, las cuales se agrupan en números adimensionales, con el fin de reducir el número de variables totales. Se relaciona, principalmente, tres grupos adimensionales en este fenómeno:

- Número de Reynolds.
- Número de Nusselt.
- Número de Prandtl.

La mayor parte de las correlaciones para la transferencia de calor para recipientes agitados que contienen líquidos tienen la forma:

$$Nu = a \cdot Re^b \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m$$

(Ecuación 17)

$$\frac{h_o \cdot D_T}{k} = a \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu}\right)^b \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^c \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m$$

(Ecuación 18)

Donde:

- h_o es el coeficiente individual para la pared interna.
- D_T es el diámetro interior del tanque agitado.
- L_p es el diámetro del agitador.
- N_r es la velocidad del agitador.

2.8.1. Número de Reynolds.

Osborn Reynolds descubrió que el régimen de flujo depende principalmente de la razón de las fuerzas de inercia a las fuerzas viscosas en el fluido. Esta razón se conoce como número de Reynolds, el cual es una cantidad adimensional, expresada como:

$$Re = \frac{\text{Fuerzas de inercia}}{\text{Fuerzas viscosas}} = \frac{\rho \cdot V \cdot L_c}{\mu}$$

(Ecuación 19)

Donde:

- ρ es la densidad del fluido a la temperatura global.
- V es la velocidad del flujo.
- L_c es la longitud característica.
- μ es la viscosidad del fluido a la temperatura global.

A números de Reynolds grandes, las fuerzas de inercia son grandes en relación con las fuerzas viscosas y, como consecuencia, estas últimas no pueden impedir las fluctuaciones aleatorias y rápidas del fluido, por lo que se considera un fenómeno de turbulencia ($Re \geq 4000$). Por otra parte, a números de Reynolds pequeños o moderados, las fuerzas viscosas son suficientemente grandes como para suprimir estas fluctuaciones, generando el flujo laminar ($Re < 2100$). Cuando el número de Reynolds se encuentra en el rango de $2100 \leq Re < 4000$, se dice que el flujo tiene un comportamiento de transición.

Para una correlación más precisa de datos (a número de Reynolds < 10000), se utilizan dos grupos adimensionales adicionales:

$$\frac{L}{D} \text{ y } \frac{\mu_w}{\mu}$$

Donde:

- L es la longitud.
- D es el diámetro.
- μ_w es la viscosidad a la temperatura de la pared (o superficie).

El conjunto de estos números adimensionales son de ayuda al momento de utilizar las correlaciones del factor jH de Colburn (Anexo 3). Este factor relaciona la transmisión de calor y la fricción del fluido, y es auxiliar para calcular los coeficientes de transferencia de calor que suelen resultar complejos.

2.8.2. Número de Nusselt.

Dentro de las relaciones adimensionales, aparece un número para quitar las dimensiones del coeficiente de transferencia de calor h , que se define como:

$$Nu = \frac{h \cdot D}{k}$$

(Ecuación 20)

El número de Nusselt representa la transferencia de calor a través de una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa.

$$\dot{Q}_{conv} = h \cdot A \cdot \Delta T$$

$$\dot{Q}_{cond} = k \cdot A \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

$$\frac{\dot{Q}_{conv}}{\dot{Q}_{cond}} = \frac{h \cdot A \cdot \Delta T}{k \cdot A \frac{\Delta T}{\Delta x}} = \frac{h \cdot \Delta x}{k} = Nu$$

Entre mayor sea el número de Nusselt, la convección es más eficaz. Un número de Nusselt igual a 1 para una capa de fluido representa transferencia de calor a través de ésta por conducción pura.

2.8.3. Número de Prandtl.

La mejor manera de describir el espesor relativo de las capas límite de velocidad y térmica es por medio de la relación del número de Prandtl adimensional definido como:

$$Pr = \frac{\text{Difusividad molecular de la cantidad de movimiento}}{\text{Difusividad molecular del calor}} = \frac{\mu \cdot Cp}{k}$$

(Ecuación 21)

Los números de Prandtl de los fluidos van desde menos de 0.01 para metales líquidos, hasta de más de 100000 para los aceites pesados. El número de Prandtl del agua está dentro del orden de 10.

Para los gases, el número de Prandtl es de alrededor de 1, lo que indica que tanto la cantidad de movimiento como el calor se disipan a través del fluido a más o menos la misma velocidad.

2.9. Intercambiadores de calor para un bioproceso.

Cómo se mencionó en el capítulo anterior, la temperatura es uno de los parámetros más importantes que se tiene que medir y controlar durante un bioproceso. Por ello, el uso de un equipo de intercambio de calor será de gran ayuda al mantener las condiciones ambientales óptimas para favorecer el crecimiento y rendimiento de los organismos dentro del biorreactor.

2.9.1. Intercambiador de calor.

Los intercambiadores de calor son aparatos cuya función es llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada, ya sea agregando o quitando calor mediante otra corriente de fluido. En la literatura se puede encontrar dos clasificaciones para los intercambiadores de calor: por contacto directo o por contacto indirecto. Sin embargo, el contacto directo se interpreta como una operación de mezclado, por lo que es poco frecuente que se catalogue como equipo de transferencia de calor.

Los principales factores a considerar en la selección de un tipo de intercambiador de calor son los siguientes:

- Temperatura de operación, y estado (líquido o vapor) de los fluidos.
- Presiones de las corrientes, y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Posibilidad de ensuciamiento del aparato: las incrustaciones o depósitos de suciedad actúan como una resistencia al paso del calor.
- Acción corrosiva de los fluidos.

- Espacio disponible para la instalación del equipo.

La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared de los tubos, después por conducción a través de la pared de los tubos, y finalmente nuevamente por convección al fluido frío.

En general, el flujo de la película sobre la superficie de transferencia de calor del lado de un mezcladores función de lo que ocurre en la parte superficial (en contacto) del fluido más que en la masa de fluido que se desplaza alrededor de la zona de impulsión. Las correlaciones establecidas para la transferencia de calor se realizan empleando los números adimensionales.

Existen varios tipos de intercambiadores de calor, sin embargo para un biorreactor de tanque agitado (el cual es considerado en el presente trabajo) los más empleados son los enchaquetados y los serpentines (figura 14).

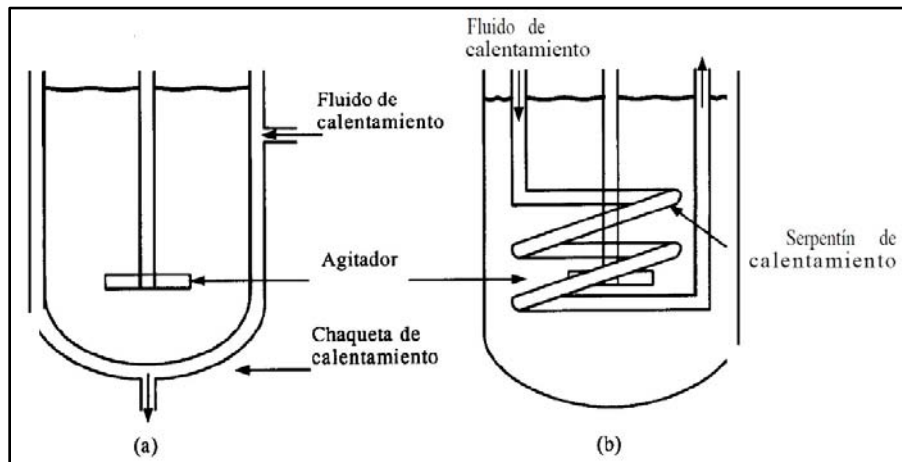


Figura 14. (Geankoplis, 1998) Transferencia de calor en recipientes con agitación: (a) Recipiente con chaqueta, (b) Recipiente con serpentín.

2.9.1.1. Chaquetas.

Las chaquetas son superficies de transferencia de calor caracterizadas por cubrir el tanque en su exterior, ya que el fluido con el cual se calentará o enfriará recorre el espacio entre la chaqueta y el tanque.

En estos equipos, la eficiencia de transferencia de calor es baja debido a que la fuente de calor está solo en la pared de la chaqueta, lo que provoca un calentamiento desigual del fluido dentro del tanque, además de los problemas estructurales en las unidades grandes. Sin embargo, este sistema presenta ventajas como la fácil limpieza y disponibilidad de datos de proyectos para su diseño.

Los valores recomendados para la ecuación 17 de las constantes a, b, c y m se indican en la tabla 4.

Tabla 4. Valores de constantes para intercambiadores de calor tipo chaqueta.

<i>Agitador</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>Rango del número de Reynolds</i>
Palas.	0.36	2/3	0.21	300-300000
Turbina con palas curvas.	0.53	2/3	0.24	80-200
Turbina disco de palas curvas.	0.54	2/3	0.14	40-300000
Hélice.	0.54	2/3	0.14	2000 (un punto)
Tipo ancla.	1.0	1/2	0.18	10-300
Tipo ancla.	0.36	2/3	0.18	300-40000
Helicoidal.	0.633	1/3	0.18	8-100000

Fuente: Ibarz & Barbosa (2005).

Cabe resaltar que los valores mostrados en la tabla 3 se obtuvieron a partir de pruebas experimentales de los sistemas ya montados, por lo que si se pretende definir una configuración diferente, se tendrá que seleccionar valores adecuados o aproximados al comportamiento deseado.

Este tipo de intercambiador se descartó para el reactor, ya que éste cuenta con un material aislante en su diseño, y el calor que desprende la chaqueta se iría hacia el ambiente externo del equipo.

2.9.1.2. Serpentes.

Los serpentines presentan varias ventajas sobre el uso de chaquetas en recipientes agitados, ya que brindan una mayor área de transferencia de calor, son compactos, y por su geometría, promueven una turbulencia eficiente en los fluidos que son agitados en el tanque. Además, son sistemas de bajo costo y fáciles de construir.

Sin embargo, este tipo de superficies para la transferencia de calor presentan dos desventajas: la necesidad de implementar baffles para evitar la formación de vórtices, y la dificultad de la limpieza/mantenimiento cuando se emplean fluidos contaminados.

Debido al aumento en turbulencia debe esperarse que los coeficientes de película para los tubos en un serpentín sean mayores para un cierto flujo en peso que para un tubo recto. McAdams (1942) sugiere que los datos para tubos rectos pueden usarse cuando los valores de h_i así obtenidos se multiplican por:

$$1 + 3.5 \left(\frac{D_i}{D_s} \right)$$

(Ecuación 22)

Donde:

- h_i es el coeficiente interno del tubo del serpentín.

- D_i es el diámetro interior del tubo del serpentín.
- D_s es el diámetro del serpentín.

Existe una gran variedad de configuraciones para los serpentines de recipientes agitados. Las correlaciones de los datos para la transferencia de calor en serpentines tienen dos formas, de las cuales son representativas las siguientes ecuaciones:

$$\frac{h_o \cdot D_T}{k} = a \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

(Ecuación 23)

Y

$$\frac{h_o \cdot D_o}{k} = 0.09 \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{L_p}{D_j} \right) \left(\frac{2}{n_b} \right)^{0.2} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

(Ecuación 24)

Para un sistema de serpentín tipo deflector. Donde:

- D_o es el diámetro externo del tubo del serpentín.
- n_b es el número de serpentines tipo deflector.

En el cálculo de diseño se empleará la ecuación 23, y el valor de la constante a se tomará de la tabla 5, dependiendo del tipo de agitador que se use. La ecuación anterior es válida cuando el rango de número de Reynolds es 300 a 4×10^5 .

Tabla 5. Valores de la constante 'a' para intercambiadores de calor tipo serpentín.

<i>Agitador</i>	<i>a</i>
Turbina.	1.5
Paletas.	0.87
Propela.	0.83

Fuente: Valiente (2013).

La correlación más exhaustiva para la transferencia de calor en un sistema con un serpentín y un agitador tipo propela será:

$$\frac{h_o \cdot D_T}{k} = 0.83 \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

(Ecuación 25)

En el siguiente capítulo se describirá las consideraciones y el procedimiento para el diseño de un serpentín para habilitar el reactor Pfaudler de 10 galones de capacidad.

III. Planteamiento del problema.

3. Justificación.

La Facultad de Estudios Superiores (F.E.S.) Zaragoza Campus II alberga carreras universitarias cuyos enfoques de estudio van dirigidos al área químico-biológica. Por ello, esta institución académica cuenta con una planta piloto para el desarrollo práctico profesional dentro de sus instalaciones.

La planta piloto de la facultad cuenta con equipos para mezclado, molienda, destilación, intercambio de calor, entre otros; así como servicios de vapor, aire y agua. Sin embargo algunos de estos equipos se encuentran fuera de operación, como lo es un reactor vidriado marca Pfaudler de 10 galones de capacidad, en el sentido de establecer un procedimiento de arranque, es necesario contar con un intercambiador de calor que pueda ofrecer servicios de calentamiento al equipo mencionado anteriormente, con miras a implementar un sistema de control de temperatura. Sujeto a un espacio reducido para su instalación.

La carrera de ingeniería química pretende habilitar el equipo para realizar experimentos con reacciones bioquímicas, donde el ambiente en el que se desarrollan los microorganismos involucrados en el proceso, juegan un papel muy importante.

Basado en el antecedente descrito, el presente trabajo propone un diseño de intercambiador de calor tipo serpentín, el cual es requerido para el reactor anteriormente mencionado, empleando material que cuente con una buena conductividad térmica y de bajo costo.

Con ello, el presente estudio ayudará a la F.E.S. Zaragoza a reintegrar el reactor Pfaudler para que sus alumnos, profesores e investigadores puedan realizar nuevas prácticas a lo largo de su formación profesional y desarrollo de proyectos en el área de bioprocesos. Lo anterior basado en las áreas de mayor crecimiento planteadas por la Asociación de Ingenieros Químicos de Estados Unidos, AIChE por sus siglas en inglés.

De esta manera se proponen los siguientes objetivos:

3.1. Objetivo general.

Proponer el diseño para un intercambiador de calor tipo serpentín, el cual debe manejar servicios de vapor y agua. Para su integración al reactor Pfaudler considerando las características geométricas que presenta este equipo.

3.1.1. Objetivos particulares.

- Revisar literatura referente al diseño de serpentines.
- Elegir el modelo matemático adecuado para el coeficiente de transferencia de calor que mejor se ajuste al diseño de serpentín propuesto.
- Establecer parámetros de operación del reactor para la estimación del diseño del serpentín.
- Simular el funcionamiento del serpentín en el reactor, utilizando el software Altair EmbedTM, considerando como medio de calentamiento vapor y agua.
- Analizar el comportamiento de la variable de temperatura con respecto al tiempo.
- Comparar los resultados para el uso del servicio de vapor y servicio de agua.

IV. Metodología.

Para el diseño y acoplamiento del serpentín al reactor Pfaudler, donde se requiere proporcionar calentamiento a un volumen de agua a una temperatura y tiempo dado. En primera instancia se desconoce el área de transferencia de calor de dicho intercambiador, por esta razón, el diseño considera las siguientes suposiciones:

- U es constante para el proceso y en toda la superficie.
- El flujo del fluido es constante.
- Las propiedades promedio del agua saturada se obtendrán a partir del promedio de las temperaturas implicadas.
- Calores específicos son constantes para el proceso.
- El medio calefactor tiene una temperatura de entrada constante.
- La agitación produce temperatura uniforme en el lote.
- No hay cambios parciales de fase.
- Las pérdidas de calor son despreciables.
- Al momento, no se forman incrustaciones.

4. Diseño de serpentín.

4.1. Dimensiones del reactor y tubería del serpentín.

Para el diseño del intercambiador de calor del reactor Pfaudler de 10 galones (figura 15), y cumplir con las necesidades de energía que requieren los proyectos de Investigación de Ingeniería Química de la F.E.S. Zaragoza, el primer paso fue el reconocimiento y la medición de dos de las dimensiones que limitarán la

configuración del serpentín: el diámetro (D_T) y la altura (H_T) del reactor. Realizando las medidas *in situ*, se calculó el volumen del reactor empleando la ecuación de volumen para un cilindro:

$$V_T = \frac{\pi D_T^2 H_T}{4}$$

$$V_T = \frac{\pi(35)^2(45)}{4} = 43295 \text{ [cm}^3\text{]} = 0.043295 \text{ [m}^3\text{]}$$



Figura 15. Reactor Pfaudler de 10 galones.

Posteriormente, se seleccionó en qué entrada del reactor se colocaría el eje del agitador dentro del reactor y de este modo, medir su ubicación respecto a la pared más cercana del recipiente (L_{TE}), localizado dentro de una línea imaginaria del diámetro del reactor que abarca la posición de dos de los deflectores. Los cuatro deflectores estarán distribuidos cada 90° respecto a la circunferencia del reactor como se muestra en la figura 5, cuyo ancho óptimo (L_B) es del orden $1/10 - 1/12$ del diámetro del tanque. En este sentido Doran (1998) estableció la siguiente relación:

$$L_B = \frac{D_T}{12}$$

Ya que el reactor posee un diámetro de 35 centímetros, el ancho de un deflector será:

$$L_B = \frac{35}{12} = 2.9 \text{ [cm]}$$

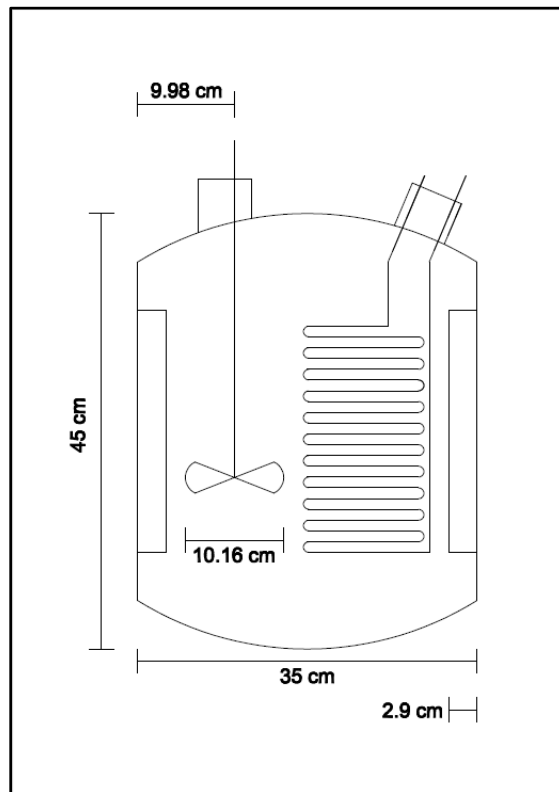


Figura 16. Dimensiones del reactor. El esquema incluye el serpentín a diseñar.

La figura 16 muestra una sencilla representación esquemática de las dimensiones conocidas y requeridas del tanque. Con estos datos se propone y calcula un diámetro para el serpentín, tomando en consideración que el espacio requerido del intercambiador entre la propela y entre los deflectores será de 2 centímetros (L_{BS}), recurriendo a la siguiente ecuación:

$$D_S = D_T - \left(L_{TE} + \frac{D_P}{2} + 2L_{BS} + L_B \right)$$

$$D_S = 35 - \left[9.98 + \frac{10.16}{2} + 2(2) + 2.9 \right] = 13.04 \text{ [cm]}$$

La tubería que se empleará en el serpentín será de acero inoxidable de 1/4 de pulgada de diámetro nominal cédula 40, con lo que se recurre a una tabla de espesores de tubería comercial para obtener los datos de: diámetro externo, diámetro interno y espesor (Anexo 1). Con ello, se elabora la siguiente tabla para una fácil lectura en los subsecuentes cálculos.

Tabla 6. Dimensiones del reactor Pfaudler y de la tubería del serpentín.

<i>Parámetro</i>	<i>Dimensión</i>
Diámetro del tanque (D_T).	0.35 [m]
Altura del tanque (H_T).	0.45 [m]
Volumen del tanque (V_T).	0.04329 [m ³]
Diámetro del serpentín (D_S).	0.1304 [m]
Diámetro externo de la tubería (D_o).	0.0137 [m]
Diámetro interno de la tubería (D_i).	0.0092 [m]
Espesor de la tubería (δ).	0.00224 [m]

4.2. Condiciones de operación.

Se considera para el diseño del serpentín el calentamiento de agua, el 80% de la capacidad total del reactor, desde una temperatura ambiente (T_1) de 20 °C hasta una temperatura final (T_2) de 40 °C. Esta temperatura se desea con relación al rango óptimo de lactobacilos (tabla 2), los cuales serán los organismos que se emplearán en futuros proyectos. Entonces el volumen de agua a calentar será:

$$V_A = 0.8V_T$$

$$V_A = 0.8(0.043295) = 0.03464 \text{ [m}^3\text{]}$$

Y el nivel del agua dentro del tanque se obtiene:

$$V_A = \frac{\pi \cdot D_T^2 \cdot H_A}{4}$$

$$H_A = \frac{4 \cdot V_A}{\pi \cdot D_T^2}$$

$$H_A = \frac{4(0.03464)}{\pi(0.35)^2} = 0.36 \text{ m}$$

Posteriormente se realiza el cálculo de la cantidad de calor que se requiere para calentar esta cantidad de agua en un tiempo de 30 minutos, empleando la ecuación 2. Así mismo se requieren las propiedades del agua saturada en fase líquida a las temperaturas inicial, final y a la temperatura promedio de éstas (Anexo 2).

$$\dot{Q} = \frac{m_A \cdot \bar{c}_{pA} \cdot (T_2 - T_1)}{t}$$

Se sabe que la masa de agua será el producto del volumen y la densidad de ésta, por lo que:

$$\dot{Q} = \frac{V_A \cdot \bar{\rho}_A \cdot \bar{c}_{pA} \cdot (T_2 - T_1)}{t}$$

Tabla 7. Propiedades de agua líquida saturada a diferentes temperaturas.

Temperatura [K]	Densidad [Kg/m ³]	Calor específico [J/Kg · K]	Viscosidad [Kg/m · s]	Conductividad térmica [W/m · K]
293.15	998	4182	1.002 x 10 ⁻³	0.598
303.15	996	4178	0.798 x 10 ⁻³	0.615
313.15	992.1	4179	0.653 x 10 ⁻³	0.631

Fuente: Çengel y Ghajar (2011).

Entonces:

$$\dot{Q} = \frac{0.03464(996)(4178)(40 - 20)}{30}$$

$$\dot{Q} = 96125.7528 \left[\frac{J}{min} \right] = 1602.0959 \left[\frac{J}{s} \right] = 1602.0959 [W]$$

Para finalizar con esta sección, se proporcionan los datos de las propiedades del medio de calentamiento que recorrerá el interior del serpentín: vapor de agua a 120 °C (T_v) y agua líquida a 70 °C (T_i).

Tabla 8. Propiedades del medio de calentamiento dentro del serpentín.

Temperatura [K]	Densidad [Kg/m ³]	Calor específico [J/Kg · K]	Viscosidad [Kg/m · s]	Conductividad térmica [W/m · K]
393.15 (T _v)	1.121	2120	1.296 x 10 ⁻⁵	0.0275
328.15	985.2	4183	0.504 x 10 ⁻³	0.649
343.15 (T _i)	977.5	4190	0.404 x 10 ⁻³	0.663

Fuente: Çengel y Ghajar (2011).

4.3. Coeficientes de película.

4.3.1. Coeficiente de película externo.

Una vez establecidas las condiciones geométricas y operativas que involucran a la tubería del serpentín, se determina su coeficiente de película externo utilizando la ecuación 23.

$$\frac{h_o \cdot D_T}{\bar{k}_A} = 0.83 \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \bar{\rho}_A}{\bar{\mu}_A} \right)^{2/3} \left(\frac{\bar{C}p_A \cdot \bar{\mu}_A}{\bar{k}_A} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

O bien:

$$\frac{h_o \cdot D_T}{\bar{k}_A} = 0.83(Re)^{2/3}(Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Cuando el medio es agua, el factor (μ_b/μ_w) es igual a 1, reduciendo la expresión a:

$$h_o = 0.83 \left(\frac{L_p^2 \cdot N_r \cdot \bar{\rho}_A}{\bar{\mu}_A}\right)^{2/3} \left(\frac{\bar{C}_{p_A} \cdot \bar{\mu}_A}{\bar{k}_A}\right)^{1/3} \left(\frac{\bar{k}_A}{D_T}\right)$$

En este proceso de calentamiento de agua, se empleará un agitador a 120 RPM (o 2 RPS). Sustituyendo los valores se obtiene:

$$h_o = 0.83 \left[\frac{(0.1016)^2(2)(996)}{0.798 \times 10^{-3}}\right]^{2/3} \left[\frac{(4178)(0.798 \times 10^{-3})}{0.615}\right]^{1/3} \left(\frac{0.615}{0.35}\right)$$

$$h_o = 0.83(25767.5934)^{2/3}(5.4212)^{1/3}(1.7571)$$

$$h_o = 2235.0588 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K}\right]$$

Posteriormente se realizó el cálculo del coeficiente de película interna del serpentín. Dada la configuración geométrica del dispositivo, el cálculo se vuelve complejo, por este motivo se recurrió a las correlaciones del factor jH de Colburn (anexo 3). Para poder leer directo de la gráfica, es necesario conocer dos términos: el número de Reynolds en el interior de la tubería del serpentín y el factor L_s/D_i (al momento, se desconoce L_s , así que se leerán los valores jH de las diferentes curvas y se analizará si el cambio resulta significativo).

4.3.2. Coeficiente de película interno.

Este valor depende del servicio que manejará el serpentín para calentar el agua dentro del reactor, ya sea vapor o agua. En este caso, el factor jH debe ser leído con el número de Reynolds, y éste se calcula con valores de las propiedades del fluido que se maneja dentro de la tubería del intercambiador:

$$Re_V = \frac{v_V \cdot \rho_V \cdot D_i}{\mu_V} \text{ y } Re_{AC} = \frac{v_{AC} \cdot \rho_{AC} \cdot D_i}{\mu_{AC}}$$

(Ecuación 26)

Donde:

- v_V es la velocidad media del vapor.
- v_{AC} es la velocidad media del agua caliente.

La velocidad media de los fluidos se obtiene con la expresión:

$$v = \frac{w}{A_i \cdot \rho}$$

(Ecuación 27)

y

$$A_i = \frac{\pi D_i^2}{4}$$

(Ecuación 28)

Donde:

- w es el caudal másico del fluido.
- A_i es el área interna de la tubería del serpentín.

Sustituyendo la ecuación 28 en 27, y ésta en la ecuación 26, se obtiene la expresión:

$$Re = \frac{4 \cdot w \cdot \rho \cdot D_i}{\pi \cdot \rho \cdot \mu \cdot D_i^2}$$

Reduciendo:

$$Re = \frac{4 \cdot w}{\pi \cdot \mu \cdot D_i}$$

(Ecuación 29)

Para obtener el caudal másico del vapor, se recurre a la ecuación 4, despejando la relación m/t :

$$\frac{m_V}{t} = w_v = \frac{\dot{Q}}{\lambda}$$

(Ecuación 30)

El valor del calor latente (o entalpía) de vaporización se puede leer a partir de la tabla del anexo 2, a una temperatura T_v de 120 °C el cual es de 2203000 J/Kg. La ecuación 30 se sustituye en la ecuación 29 quedando:

$$Re_V = \frac{4 \cdot \dot{Q}}{\pi \cdot \mu_v \cdot D_i \cdot \lambda}$$

$$Re_V = \frac{4(1602.0959)}{\pi(1.296 \times 10^{-5})(0.0092)(2203000)} = 7765.8912$$

A diferencia del caudal másico del vapor que se emplea la ecuación 29, el caudal del agua caliente deberá ser obtenido mediante la ecuación 2, despejando la relación m/t :

$$\frac{m_{Ac}}{t} = w_{Ac} = \frac{\dot{Q}}{\bar{C}p_{Ac} \Delta T_{Ac}}$$

(Ecuación 31)

Donde:

- ΔT_{Ac} es la diferencia de temperatura del agua caliente a la entrada del serpentín y la temperatura final del agua dentro del reactor.
- $\bar{C}p_{Ac}$ es la capacidad calorífica promedio de la temperatura del agua caliente a la entrada del serpentín y la temperatura final del agua dentro del reactor.

El valor de $\bar{C}p_{Ac}$ ya se encuentra capturada en la tabla 8, por lo que resta sustituir la ecuación 31 en la ecuación 29, para finalmente obtener:

$$Re_{Ac} = \frac{4 \cdot \dot{Q}}{\pi \cdot \mu_{Ac} \cdot D_i \cdot \bar{C}p_{Ac} \cdot (T_i - T_2)}$$

$$Re_{Ac} = \frac{4(1602.0959)}{\pi(0.404 \times 10^{-3})(0.0092)(4183)(343.15 - 313.15)}$$

$$Re_{Ac} = 4373.4112$$

Con los valores del número de Reynolds para el vapor y el agua caliente, se generan las siguientes lecturas:

Tabla 9. Puntos leídos a partir de las curvas del factor jH .

<i>Fase</i>	<i>Número de Reynolds</i>	<i>Rango de jH</i>
Vapor	7765.8912	28-31
Agua caliente	4373.4112	13-17

Las curvas del factor jH están dadas mediante la expresión matemática:

$$jH = \frac{h_i D_i}{k} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

(Ecuación 32)

El término $(\mu/\mu_w)^{-0.14}$ es igual a 1 en el presente trabajo, y cabe recordar que McAdams sugiere multiplicar estos valores por la ecuación 22, por lo que el coeficiente interno de película final será:

$$h_i = \frac{jH \cdot k}{D_i} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left[1 + 3.5 \left(\frac{D_i}{D_s} \right) \right]$$

(Ecuación 33)

Obteniendo el rango de datos del factor jH , se calculará el coeficiente de película interno primeramente con el límite inferior leído para el vapor y el agua. Posteriormente se efectuará el mismo procedimiento para un valor promedio y para el límite superior leído. Por lo tanto:

Para el vapor:

$$h_{iV} = \frac{28(0.0275)}{0.0092} \left[\frac{2120(1.296 \times 10^{-5})}{0.0275} \right]^{1/3}$$

$$h_{iV} = 104.3315 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Para el agua caliente:

$$h_{iAc} = \frac{13(0.663)}{0.0092} \left[\frac{4190(0.404 \times 10^{-3})}{0.663} \right]^{1/3} \left[1 + 3.5 \left(\frac{0.0092}{0.1304} \right) \right]$$

$$h_{iAc} = 1398.2526 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Estos resultados se utilizan para determinar h_{io} con la ecuación 16:

$$h_{ioV} = 104.3315 \left(\frac{0.0092}{0.0137} \right) = 70.0620 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

$$h_{ioAc} = 1398.2526 \left(\frac{0.0092}{0.0137} \right) = 938.9725 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Repitiendo este procedimiento para los valores del factor jH mencionados anteriormente, se generan los siguientes resultados:

Tabla 10. Valores de h_{io} para diferentes valores del factor jH .

<i>Vapor</i>		<i>Agua caliente</i>	
Factor de jH	$h_{io} [W/m^2 \cdot K]$	Factor de jH	$h_{io} [W/m^2 \cdot K]$
28	70.0620	13	938.9725
29.5	73.8154	15	1083.4299
31	77.5686	17	1227.8872

4.4. Coeficiente global de transferencia.

Para obtener el valor del coeficiente global de transferencia U , se requiere definir la conductividad térmica del material (en este caso será de acero inoxidable) de la tubería del serpentín, la cual se adquiere mediante tablas de propiedades para sólidos, generando la tabla 11 con los datos requeridos para el acero inoxidable a diferentes temperaturas.

Tabla 11. Conductividad térmica del acero inoxidable a diferentes temperaturas.

Composición	Conductividad térmica k [$W/m \cdot k$]				
	300 [K]	400 [K]	600 [K]	800 [K]	1000 [K]
Acero inoxidable.	15.1	17.3	20.0	22.8	25.4

Fuente: Çengel y Ghajar (2011).

De esta forma se emplea la ecuación 15:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + \frac{\delta}{k_a}}$$

Dado que la temperatura del vapor y el agua son 120 °C y 70 °C respectivamente, se leen las conductividades térmicas de la tabla 11 a las temperaturas más próximas a las requeridas. Es así como resulta:

Para el vapor con jH de 28:

$$U_V = \frac{1}{\frac{1}{2235.0588} + \frac{1}{70.0620} + \frac{0.00224}{17.3}} = 67.2983 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Para el agua con jH de 13:

$$U_{Ac} = \frac{1}{\frac{1}{2235.0588} + \frac{1}{938.9725} + \frac{0.00224}{15.1}} = 602.1362 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Es así que se construye la tabla 12 de los coeficientes globales del vapor y agua usando los diferentes valores del factor jH .

Tabla 12. Valores de U para diferentes valores del factor jH .

<i>Vapor</i>		<i>Agua caliente</i>	
Factor de jH	$U [W/m^2 \cdot K]$	Factor de jH	$U [W/m^2 \cdot K]$
28	67.2983	13	602.1362
29.5	70.8005	15	666.7156
31	74.2462	17	718.7510

4.5. Área para la transferencia de calor.

Previo a determinar el área para la transferencia de calor del serpentín, debe calcularse la diferencia de temperatura del proceso, cuya manera de obtenerlo dependerá el tipo de proceso que ocurra dentro del serpentín.

Cuando se considera el vapor de 120 °C como medio de calentamiento dentro del intercambiador, el proceso se considera isotérmico, ya que el vapor a lo largo del serpentín no tendrá cambio en su temperatura. Kern (1999) propone que la diferencia de temperatura para este tipo de comportamiento es:

$$\Delta T = T_V - T_2$$

(Ecuación 34)

Por lo que:

$$\Delta T = 393.15 - 313.15 = 80 [K]$$

Despejando el área de transferencia de la ecuación 13, e intercambiando para los fines del vapor el factor de LMTD por ΔT , la expresión resultante queda:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \cdot \Delta T}$$

$$A = \frac{1602.0959}{67.2983(80)} = 0.2976 \text{ m}^2$$

Para un serpentín, el área de transferencia viene dado por la ecuación:

$$A = \pi \cdot D_o \cdot L_S$$

(Ecuación 35)

Despejando el valor de longitud del serpentín:

$$L_S = \frac{A}{\pi D_o}$$

(Ecuación 36)

$$L_S = \frac{0.2976}{0.0137\pi} = 6.9145 \text{ [m]}$$

Este valor, se divide entre el diámetro interno de la tubería para verificar si el factor que se leyó de de jH es el adecuado:

$$\frac{L_S}{D_i} = \frac{6.9145}{0.0092} = 751$$

A partir de los diferentes valores de jH , se genera la siguiente tabla:

Tabla 13. Comparación de los valores de la relación de longitud del serpentín y diámetro externo de la tubería calculado contra el valor real.

Factor de jH	Área de transferencia [m ²]	Longitud del serpentín [m]	L_S/D_i Calculado	L_S/D_i Real
28	0.2976	6.4195	751	600
29.5	0.2829	6.5719	714	120
31	0.2697	6.2669	681	24

El valor obtenido de L_S/D_S se compara con los valores reales leídos a partir de las curvas de transferencia de calor del lado de los tubos del anexo 3. Como se puede observar en la tabla 13 del rango del factor de jH seleccionado, el valor de

L_S/D_S calculado que mejor se aproxima al dato real, pertenece a la lectura de $jH = 28$.

Por tanto, el número de vueltas que tendrá el serpentín se calcula con la expresión:

$$L_S = N\sqrt{(\pi D_S)^2 + p^2}$$

$$N = \frac{L_S}{\sqrt{(\pi D_S)^2 + p^2}}$$

(Ecuación 37)

Donde p es el pitch del serpentín, que es la distancia centro a centro entre dos tubos adyacentes (figura 17), el cual varía entre $1.5D_o$ y $1.25D_o$ (Smith, 2005).

Como primer parámetro se calcula con:

$$p = 1.5D_o$$

(Ecuación 38)

$$p = 1.5(0.0137) = 0.02055 \text{ [m]}$$

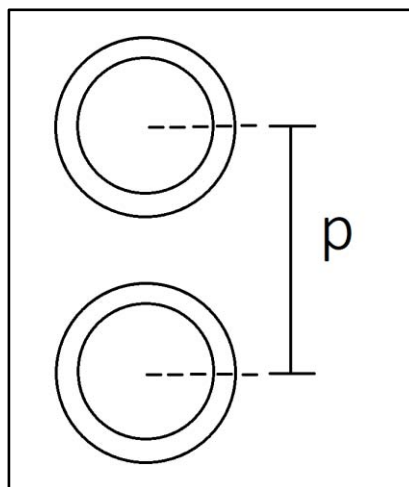


Figura 17. Pitch de tuberías adyacentes.

Con lo que:

$$N = \frac{6.9145}{\sqrt{(0.1304\pi)^2 + (0.02055)^2}} = 16.85$$

$$N = 17$$

El producto del número de vueltas y el pitch arrojará el valor que tendrá la altura del serpentín dentro del reactor:

$$H_S = p \cdot N$$

(Ecuación 39)

$$H_S = 17(0.02055) = 0.349 [m]$$

La diferencia de la altura del agua dentro del reactor y la del serpentín, nos dará el espacio que quedará disponible (o que estará fuera) de este volumen del líquido.

$$H_A - H_S = 0.36 - 0.349 = 0.011 [m] = 1.1 [cm]$$

Dado que el espacio que habría entre el fondo del reactor y el serpentín, sería mínimo, se propone disminuir el pitch a $1.25D_o$, lo que provocará una mayor área de transferencia, recordando que la calculada es la mínima necesaria para alcanzar los 1602.0959 [W] que requiere el agua dentro del reactor para llegar a los 40 °C en 30 minutos, por lo que se podrá disminuir la altura del serpentín.

$$p = 1.25(0.0137) = 0.017125 [m]$$

$$N = \frac{6.9145}{\sqrt{(0.1304\pi)^2 + (0.017125)^2}} = 16.86$$

$$N = 17$$

$$H_S = 17(0.017125) = 0.291 [m]$$

$$H_A - H_S = 0.36 - 0.291 = 0.069 [m] = 6.9 [cm]$$

Empleando como medio de calentamiento agua a 70 °C, el fluido cambiará de temperatura a lo largo de la tubería del intercambiador, por lo tanto, este fenómeno se considera como no isotérmico. Kern (1999) resuelve la diferencia de temperatura con el uso del factor LMTD, manejando la siguiente expresión:

$$\Delta T = LMTD = \frac{T_i - T_f}{\ln\left(\frac{T_i - T_2}{T_f - T_2}\right)}$$

(Ecuación 40)

Donde T_f será la temperatura del agua caliente a la salida del serpentín, el cual tenderá a T_2 . Si consideramos que la ecuación 13:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot LMTD$$

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \frac{T_i - T_f}{\ln\left(\frac{T_i - T_2}{T_f - T_2}\right)}$$

(Ecuación 41)

Como se verá en la ecuación 41, tenemos dos incógnitas: la temperatura del agua caliente a la salida del serpentín y el área de transferencia. Esperando que el aprovechamiento de la energía en forma de calor que posee el agua caliente sea el máximo, esto significará que la temperatura de salida del serpentín se aproxime a

la temperatura deseada del volumen de agua dentro del reactor. Para fines del cálculo se propone una $T_f = 315.15 [K]$.

Por lo que al despejar el área de la ecuación 41 y sustituyendo valores resulta:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \cdot (T_i - T_f)} \cdot \ln\left(\frac{T_i - T_2}{T_f - T_2}\right)$$

$$A = \frac{1602.0959}{602.1362(343.15 - 315.15)} \cdot \ln\left(\frac{343.15 - 313.15}{315.15 - 313.15}\right)$$

$$A = 0.2573 [m^2]$$

Sustituyendo este resultado en la ecuación 37:

$$L_S = \frac{0.2573}{0.0137\pi} = 5.9782 [m]$$

Este valor, se divide entre el diámetro interno de la tubería para verificar si el factor que se leyó de de jH es el adecuado:

$$\frac{L_S}{D_i} = \frac{5.9782}{0.0092} = 649.8$$

A partir de los diferentes valores de jH en todo el procedimiento de cálculo, se genera la siguiente tabla:

Tabla 14. Comparación de los valores de la relación de longitud del serpentín y diámetro externo de la tubería calculado contra el valor real.

Factor de jH	Área de transferencia $[m^2]$	Longitud del serpentín $[m]$	L_S/D_i Calculado	L_S/D_i Real
13	0.2573	5.9782	649.8	600
15	0.2324	5.3997	586.9	120
17	0.2159	5.0163	545.2	24

Como se puede observar en la tabla 14, del rango del factor de jH seleccionado, el valor de L_s/D_s calculado que mejor se aproxima al dato real, pertenece a la lectura de $jH = 13$.

Determinando el número de vueltas con la ecuación 37 se tiene:

$$N = \frac{5.9782}{\sqrt{(0.1304\pi)^2 + (0.02055)^2}} = 17$$

La altura que tendría el serpentín nos da:

$$H_S = 17(0.02055) = 0.349 [m]$$

Lo que representa la misma situación que tuvimos con el vapor, por lo que realizando nuevamente el cambio del pitch a $1.25D_o$:

$$N = \frac{5.9782}{\sqrt{(0.1304\pi)^2 + (0.017125)^2}} = 14.6$$

$$N = 15$$

$$H_S = 15(0.017125) = 0.2567 [m]$$

$$H_A - H_S = 0.45 - 0.2567$$

$$H_A - H_S = 0.1933 [m] = 19.33 [cm]$$

Una vez terminado el procedimiento de cálculo para el área de transferencia, se elabora la siguiente tabla:

Tabla 15. Parámetros para la elaboración del intercambiador tipo serpentín.

<i>Parámetro</i>	<i>Vapor</i>	<i>Agua caliente</i>
Diámetro del serpentín.	13.04 [cm]	13.04 [cm]
Diámetro nominal de la tubería del serpentín.	1/4"	1/4"
Altura del serpentín.	29.10 [cm]	25.67 [cm]
Pitch.	1.71 [cm]	1.71 [cm]
Número de vueltas del serpentín.	17	15
Longitud de la tubería del serpentín.	6.42 [m]	5.99 [m]
Área de transferencia del serpentín.	0.2976 [m ²]	0.2573 [m ²]

5. Simulación de la temperatura dentro del reactor.

A lo largo de este capítulo nos hemos enfocado al comportamiento del volumen de agua dentro del reactor y el serpentín a partir de dos puntos: el inicio del proceso y un dato final a 30 minutos. Sin embargo, se desea conocer el comportamiento de la temperatura del reactor a lo largo del tiempo; es por ello que para un tanque agitado discontinuo con serpentín se emplean las ecuaciones 42 y 43.

Para un proceso isotérmico:

$$\frac{d\dot{Q}}{dt} = V \cdot \rho \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

(Ecuación 42)

Para un proceso no isotérmico con medio calefactor:

$$\frac{d\dot{Q}}{dt} = V \cdot \rho \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} = U \cdot A \cdot LMTD$$

(Ecuación 43)

Despejando el término diferencial de ambas ecuaciones:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{U \cdot A \cdot \Delta T}{V \cdot \rho \cdot C_p}$$

(Ecuación 44)

$$\frac{dT}{dt} = \frac{U \cdot A \cdot LMTD}{V \cdot \rho \cdot C_p}$$

(Ecuación 45)

Las anteriores ecuaciones se resolverán empleando el software Altair Embed™, para obtener las gráficas de temperatura con respecto al tiempo. Para ello, se empleará los valores a 55 °C (promedio de la temperatura inicial y final deseada en el reactor) de las propiedades de densidad y capacidad calorífica, así como el coeficiente global de transferencia respectivo para el vapor y el agua caliente.

5.1. Simulación empleando vapor.

$A = 0.2976 [m^2]$, $U = 67.2983$ y $T_i = 393.15 [K]$. Tomando como condición inicial $T(t = 0) = 293.15 [K]$.

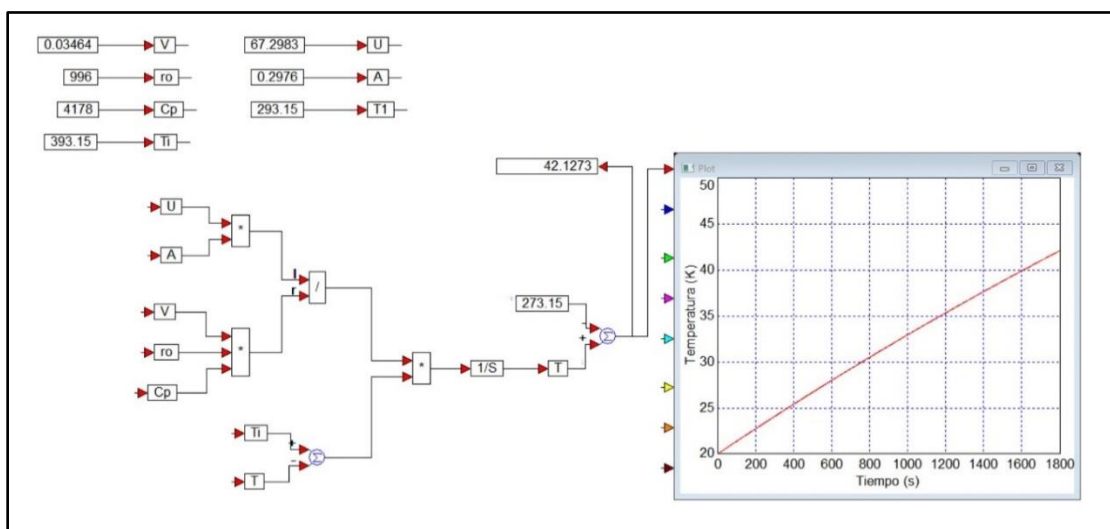


Figura 18. Simulación para la temperatura del agua dentro del reactor empleando vapor en el serpentín a partir de su ecuación diferencial.

Cuando el calentamiento llega a 30 minutos, la temperatura que tendría el agua dentro del reactor será aproximadamente de 42 °C de acuerdo a la simulación mostrada en la figura 18. Si el proceso continúa calentando el medio, el comportamiento de la temperatura se hará asintótica con respecto a la temperatura del vapor empleado en el serpentín (figura 19). Por tal motivo se propone utilizar un control de tipo proporcional, para asegurar que a lo largo del proceso se mantenga la temperatura de 40 °C.

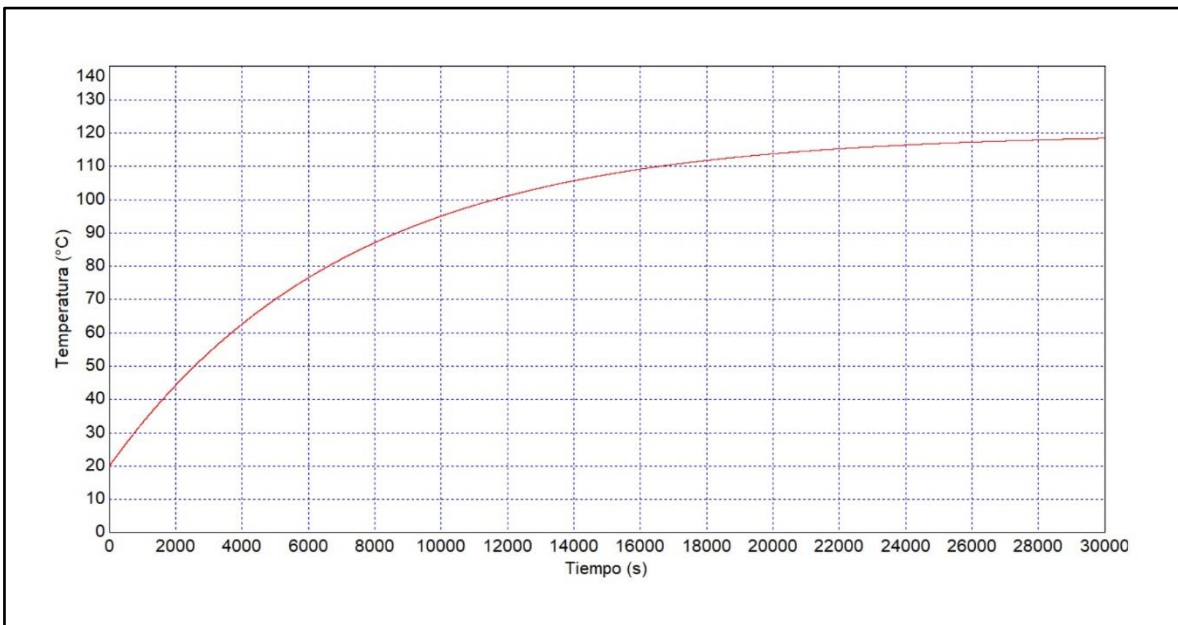


Figura 19. Comportamiento de la temperatura del agua dentro del reactor.

Para lograr el fin anteriormente descrito, se transforma la ecuación 44 en un sistema de bloques de la siguiente forma:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{U \cdot A \cdot (T_V - T)}{V \cdot \rho \cdot C_p}$$

Considerando:

$$B = \frac{U \cdot A}{V \cdot \rho \cdot C_p}$$

(Ecuación 46)

La ecuación 44 será igual a:

$$\frac{dT}{dt} = B \cdot (T_V - T)$$

(Ecuación 47)

Transformando la ecuación 47 al dominio de Laplace, se obtiene la expresión:

$$ST(S) - T(0) = B[T_V(S) - T(S)]$$

Dejando la expresión anterior en términos de variables de perturbación se reduce a:

$$ST^P(S) = B[T_V^P(S) - T^P(S)]$$

Despejando $T(S)$:

$$(S + B)T^P(S) = B \cdot T_V^P(S)$$

$$T^P(S) = \frac{B}{S + B} \cdot T_V^P(S)$$

(Ecuación 48)

De esta forma, se obtiene la función de transferencia la cual es la relación entrada-salida de la temperatura del agua dentro del reactor y la temperatura del vapor:

$$\frac{T^P(S)}{T_V^P(S)} = \frac{B}{S + B}$$

(Ecuación 49)

La cual puede ser representada en bloque como:

$$T_V^P(S) \rightarrow \boxed{\frac{B}{S+B}} \rightarrow T^P(S)$$

Donde $T_V^P(S)$ será el escalón unitario en el dominio de Laplace, multiplicado por el valor de la temperatura del vapor:

$$T_V^P(S) = \frac{393.15}{S}$$

(Ecuación 50)

Para realizar la nueva simulación, se procede a calcular el valor de B empleando la ecuación 46, para sustituir en la función de transferencia y comprobar que el sistema arrojará los mismos resultados que la figura 19.

$$B = \frac{67.2983(0.2976)}{0.03464(996)(4178)} = 1.3894 \times 10^{-4}$$

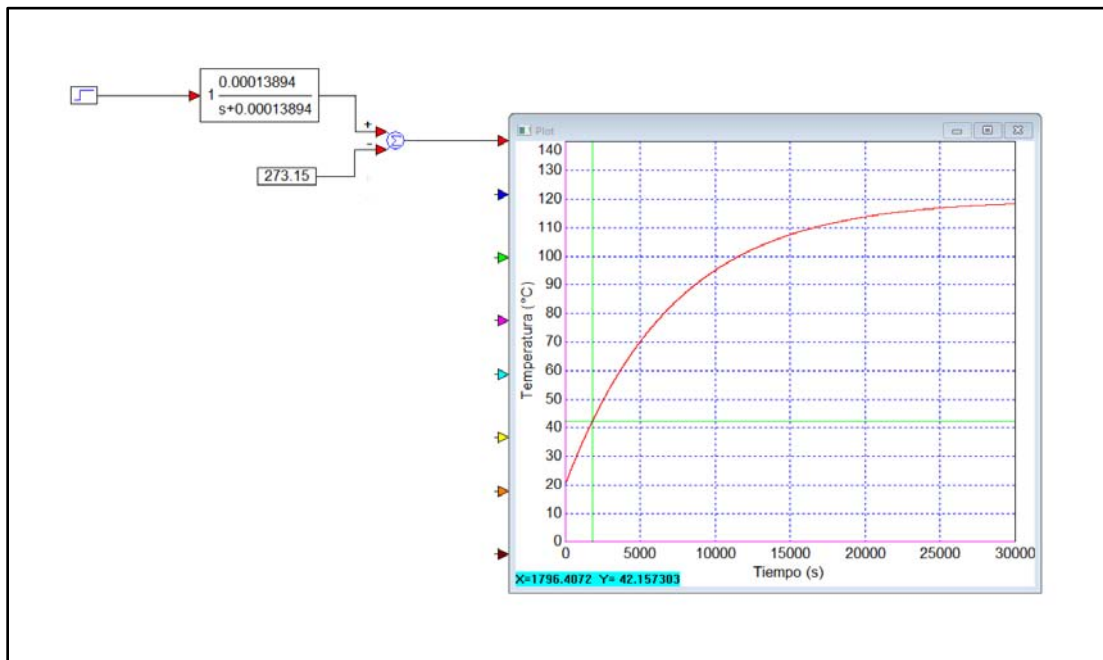


Figura 20. Simulación para la temperatura del agua dentro del reactor empleando vapor en el serpentín a partir de su función de transferencia.

El diagrama de bloques mostrado en la figura 20 representa un sistema a lazo abierto. Al incorporar un controlador proporcional, y estableciendo una temperatura de *set point* que será la deseada en el reactor (40 °C), el sistema será de lazo cerrado como lo muestra la figura 21.

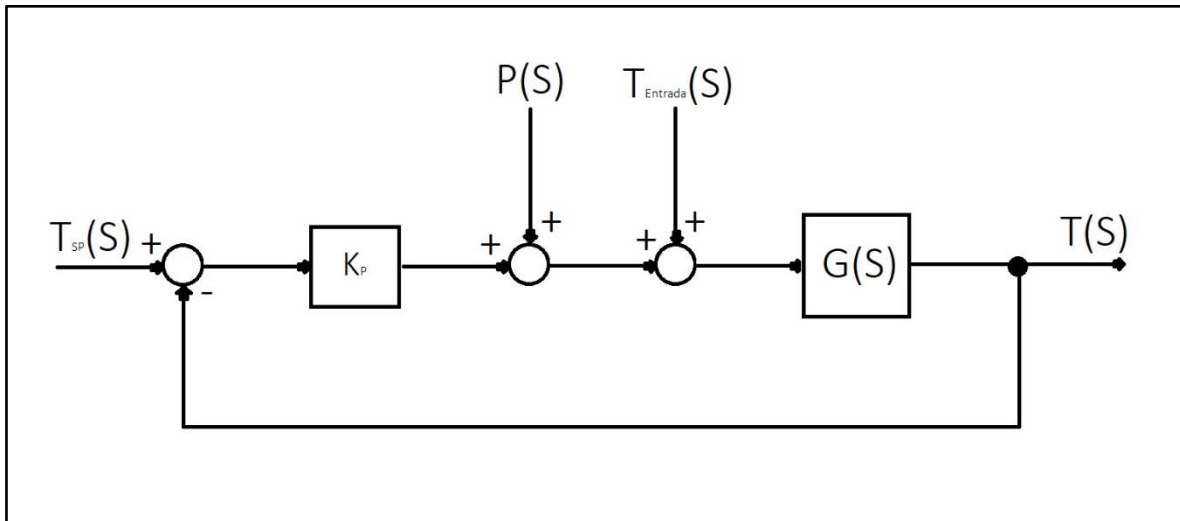


Figura 21. Diagrama de bloques de control de lazo cerrado.

Donde:

- $T_{SP}(S)$ es la temperatura de *set point*.
- K_p es la ganancia del controlador proporcional.
- $P(S)$ es alguna perturbación que pudiera tener el sistema.
- $T_{Entrada}(S)$ es la temperatura a la que entra el fluido empleado en el serpentín.
- $G(S)$ es la función de transferencia.

En el punto de bifurcación del sistema es donde ocurrirá la medición de la temperatura del agua dentro del reactor, el cual se comparará con la temperatura de ajuste ó *set point*, lo que propiciará que el controlador realice su función a lo largo del proceso.

Para una primera corrida, se considera una ganancia para el controlador proporcional igual a 1 y se tomará en cuenta la falta de perturbación (figura 22).

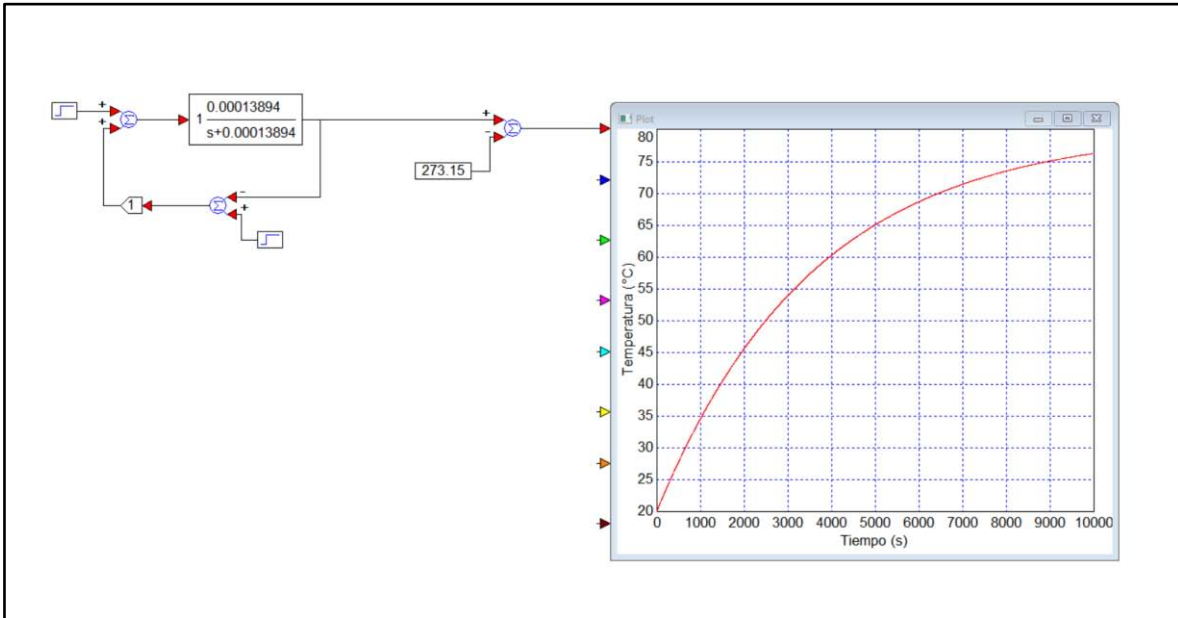


Figura 22. Simulación del control a lazo cerrado de la temperatura dentro del reactor empleando vapor en el serpentín.

Se observa en la figura 22 que con una ganancia de 1 en el controlador proporcional, la temperatura del reactor a lo largo del tiempo se hará asintótico a un valor de 80 °C, por lo que será necesario modificar el valor de la ganancia para ajustar esta temperatura (figura 23).

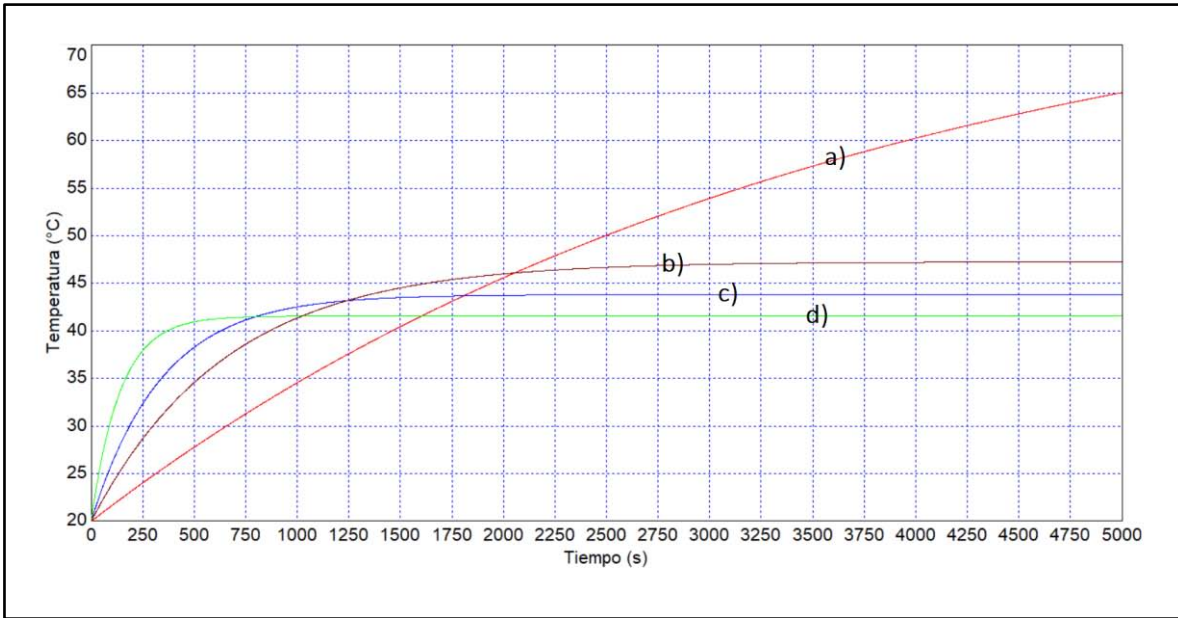


Figura 23. Curvas de comportamiento de la temperatura con: a) Ganancia igual a 1. b) Ganancia igual a 10. c) Ganancia igual a 20. d) Ganancia igual a 50.

La curva c) es la que más se aproxima al comportamiento deseado en el tiempo establecido, arrojando una temperatura de 43 °C. Al compararse con el valor establecido de ajuste (*set point*) de 40 °C se observa un corrimiento (*offset*) de tres grados; esta es una característica que presenta un controlador de tipo proporcional, pues no puede cambiar el valor al actuar con un valor constante; además, se está considerando la eficiencia de transmisión del calor del 100% y no se considera ninguna ineficiencia en el área de transferencia, es decir, es un área totalmente limpia. Empleando este valor de ganancia, se prosigue con una simulación considerando una perturbación cuando el sistema se encuentra en un estado estacionario (el valor de la temperatura no varía significativamente) para comprobar que el controlador proporcional responde adecuadamente.

Para el diagrama de bloques a lazo cerrado se incorpora a un tiempo de 2500 segundos una perturbación de tipo impulso, provocando que la temperatura

disminuya cinco grados centígrados, obteniendo un comportamiento como se muestra en la figura 24.

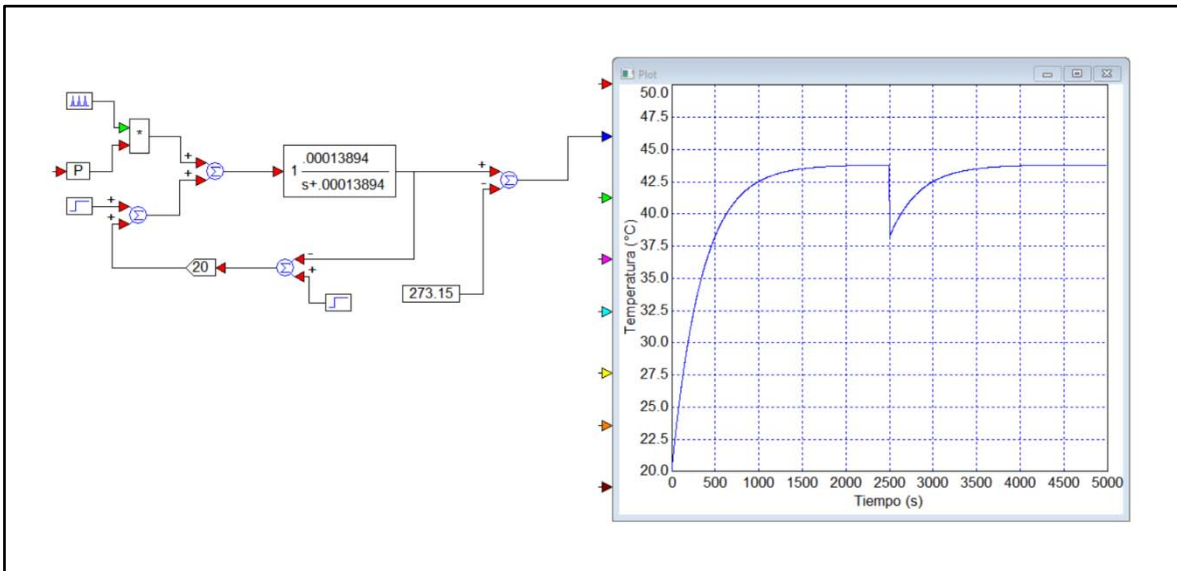


Figura 24. Comportamiento de la temperatura del reactor después de una perturbación tipo impulso, empleando un controlador proporcional.

Como se puede apreciar, el controlador proporcional reestablece la temperatura a 43 °C después de 1000 segundos (aproximadamente 17 minutos) desde la ocurrencia de la perturbación. El comportamiento se repite si el tipo de perturbación que se agrega aumenta la temperatura cinco grados centígrados (figura 25).

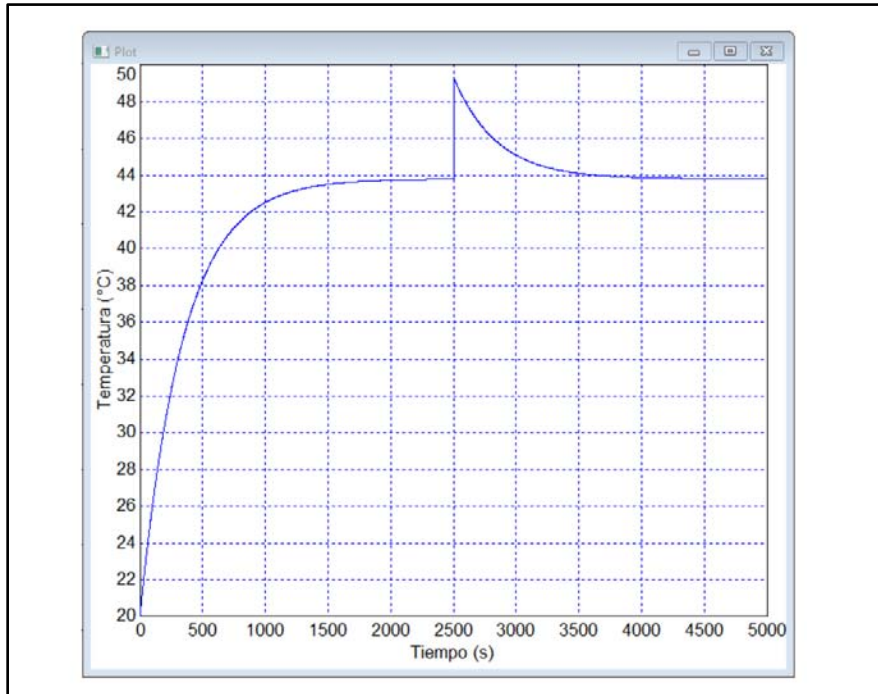


Figura 25. Comportamiento de la temperatura del reactor después de una perturbación tipo impulso, empleando un controlador proporcional.

5.2. Simulación empleando agua caliente.

Para simular el comportamiento de la temperatura dentro del reactor, se utiliza una modificación de la ecuación 45 propuesta por Kern (1999):

$$\frac{dT}{dt} = \frac{w_{Ac} \cdot Cp_{Ac}}{V \cdot \rho \cdot Cp} \cdot \left(\frac{K-1}{K} \right) \cdot (T_i - T)$$

(Ecuación 51)

Donde:

$$K = e^{U \cdot A / w_{Ac} \cdot Cp_{Ac}}$$

(Ecuación 52)

Por lo que se emplean los datos $A = 0.2976 [m^2]$ (se selecciona este valor de área por ser el mínimo necesario cuando se emplea vapor), $U = 602.1362$ y $T_i = 343.15 [K]$. Tomando como condición inicial $T(t = 0) = 293.15 [K]$.

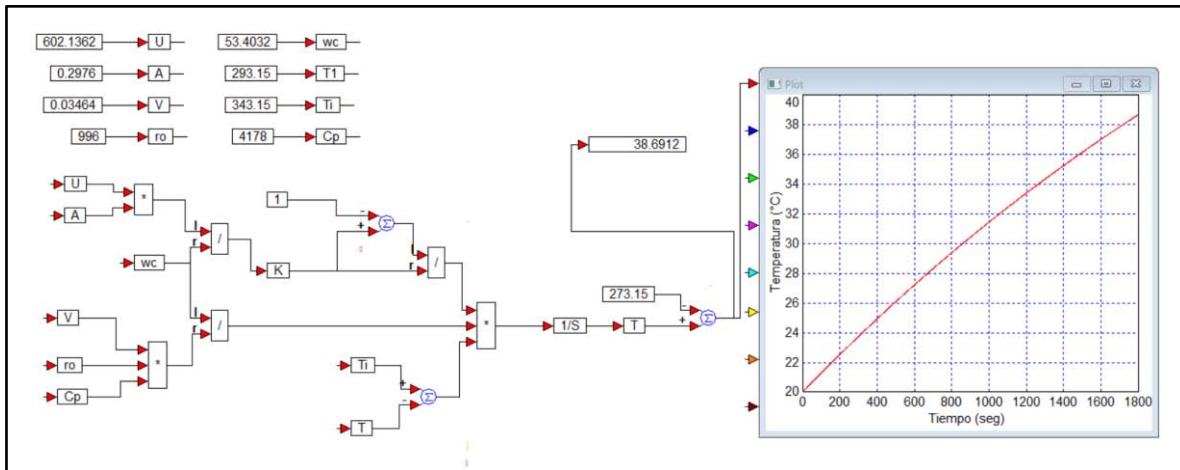


Figura 26. Simulación para la temperatura del agua dentro del reactor empleando agua a 70 °C en el serpentín a partir de su ecuación diferencial.

Cuando el calentamiento llega a 30 minutos, la temperatura que tendría el agua dentro del reactor será aproximadamente de 39 °C de acuerdo a la simulación mostrada en la figura 26. Si el proceso continúa calentando el medio, el comportamiento de la temperatura se hará asintótica a 70 °C por el agua caliente empleada en el serpentín (figura 27). Por tal motivo se propone utilizar un control de tipo proporcional, para asegurar que a lo largo del proceso se mantenga la temperatura de 40 °C.

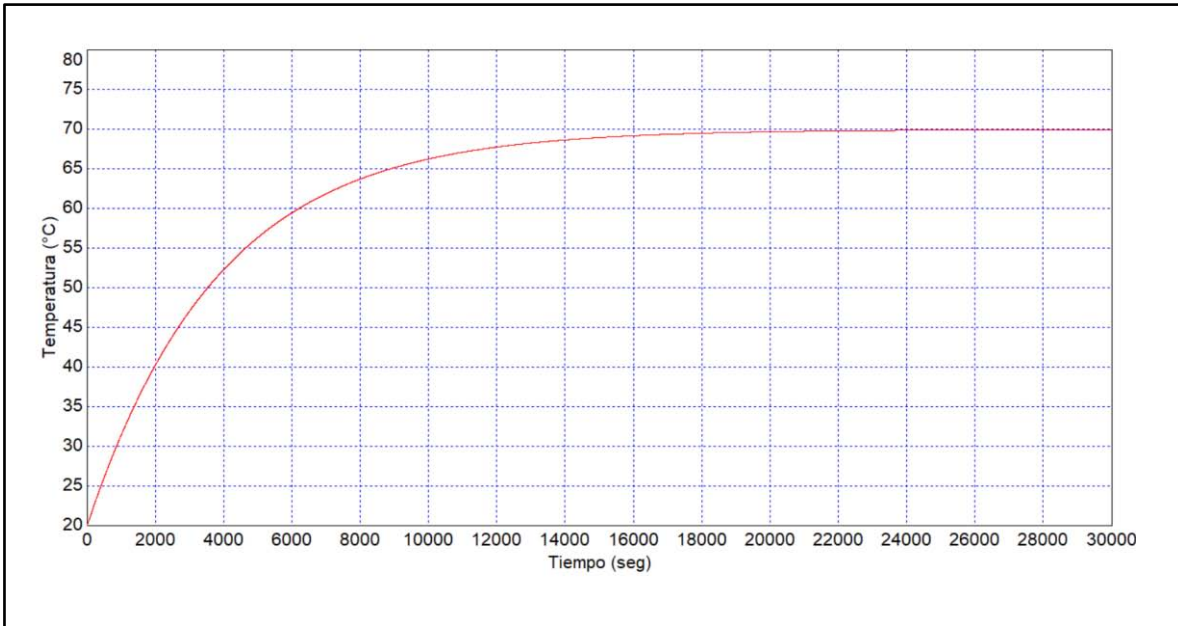


Figura 27. Comportamiento de la temperatura del agua dentro del reactor.

Para lograr el fin anteriormente descrito, se transforma la ecuación 51 en un sistema de bloques de la siguiente forma:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{w_{Ac} \cdot Cp_{Ac}}{V \cdot \rho \cdot Cp} \cdot \left(\frac{K-1}{K}\right) \cdot (T_i - T)$$

Considerando:

$$B = \frac{w_{Ac} \cdot Cp_{Ac}}{V \cdot \rho \cdot Cp} \cdot \left(\frac{K-1}{K}\right)$$

(Ecuación 53)

La ecuación 51 será igual a:

$$\frac{dT}{dt} = B \cdot (T_i - T)$$

(Ecuación 54)

Transformando la ecuación 54 al dominio de Laplace, se obtiene la expresión:

$$ST(S) - T(0) = B[T_i(S) - T(S)]$$

Dejando la expresión anterior en términos de variables de perturbación se reduce a:

$$ST^P(S) = B[T_i^P(S) - T^P(S)]$$

Despejando $T(S)$:

$$(S + B)T^P(S) = B \cdot T_i^P(S)$$

$$T^P(S) = \frac{B}{S + B} \cdot T_i^P(S)$$

(Ecuación 55)

De esta forma, se obtiene la función de transferencia la cual es la relación entrada-salida de la temperatura del agua dentro del reactor y la temperatura del agua a 70 °C dentro del serpentín:

$$\frac{T^P(S)}{T_i^P(S)} = \frac{B}{S + B}$$

(Ecuación 56)

La cual puede ser representada en bloque como:

$$T_i^P(S) \rightarrow \boxed{\frac{B}{S + B}} \rightarrow T^P(S)$$

Donde $T_i^P(S)$ será el escalón unitario en el dominio de Laplace, multiplicado por el valor de la temperatura de agua a 70 °C (343.15 K):

$$T_i^P(S) = \frac{343.15}{S}$$

(Ecuación 57)

Para realizar la nueva simulación, se procede a calcular el valor de B empleando la ecuación 53, para sustituir en la función de transferencia y registrar los resultados que arrojará el sistema.

$$B = \frac{53.4032}{0.03464(996)(4178)} \cdot \left[\frac{e^{602.1362(0.2976)/53.4032} - 1}{e^{602.1362(0.2976)/53.4032}} \right] = 3.5755 \times 10^{-4}$$

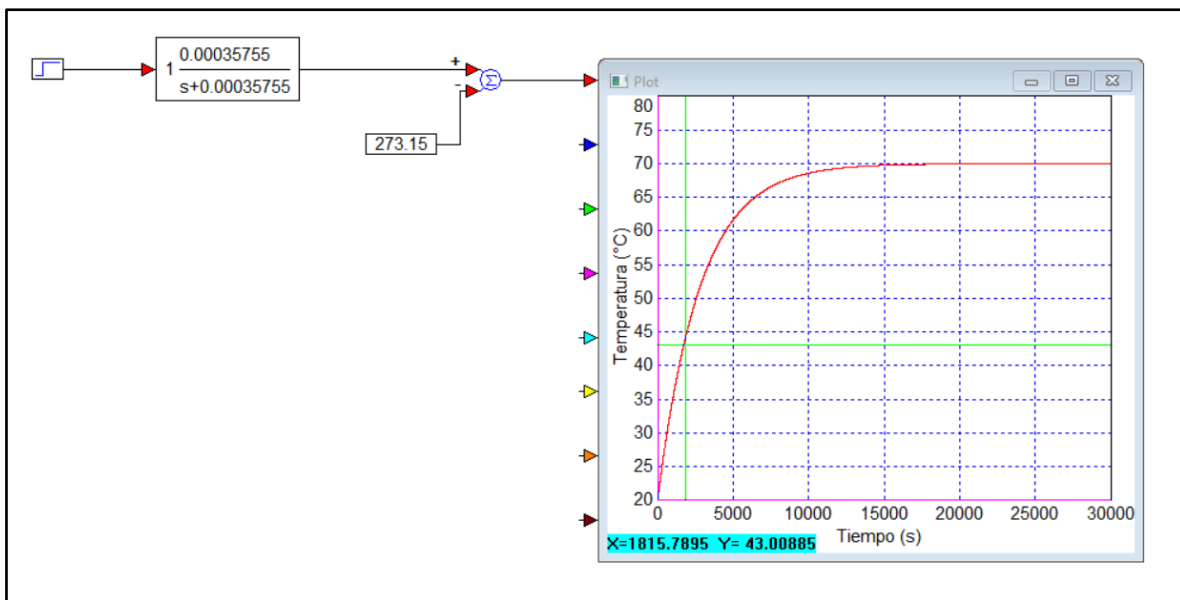


Figura 28. Simulación para la temperatura del agua dentro del reactor empleando agua a 70 °C en el serpentín a partir de su función de transferencia.

El diagrama de bloques mostrado en la figura 28 representa un sistema a lazo abierto. Al incorporar un controlador proporcional, y estableciendo una temperatura de *set point* que será la deseada en el reactor (40 °C), el sistema será de lazo cerrado. Se considera una ganancia para el controlador proporcional igual a 1 y se tomará en cuenta la falta de perturbación (figura 29).

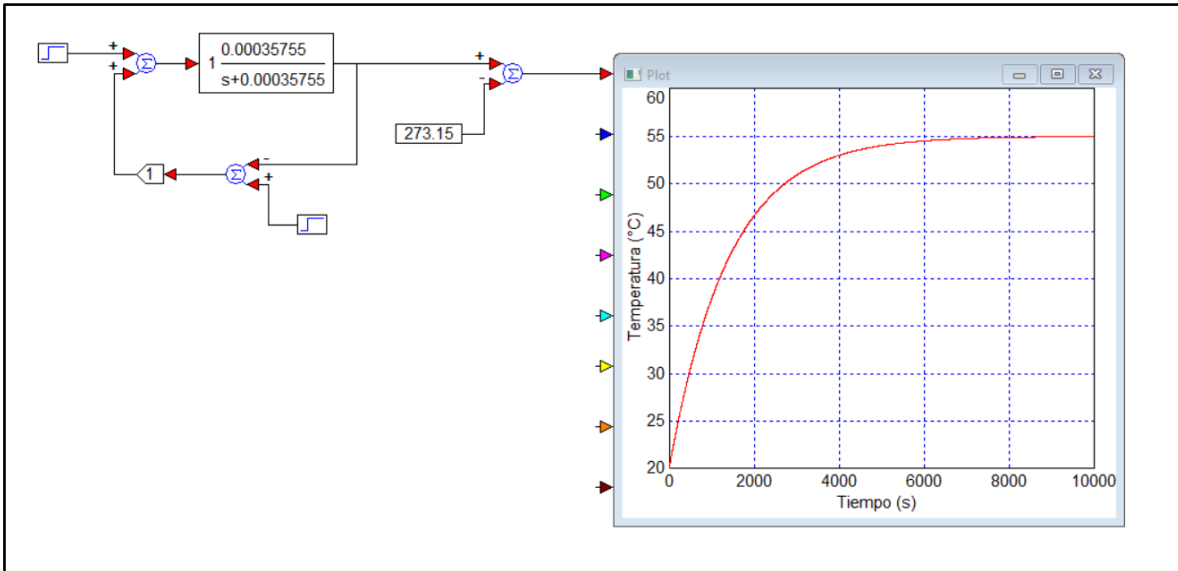


Figura 29. Simulación del control a lazo cerrado de la temperatura dentro del reactor empleando agua a 70 °C en el serpentín.

Se observa en la figura 29 que con una ganancia de 1 en el controlador proporcional, la temperatura del reactor a lo largo del tiempo se hará asintótico a un valor de 55 °C, por lo que será necesario modificar el valor de la ganancia para ajustar esta temperatura (figura 30).

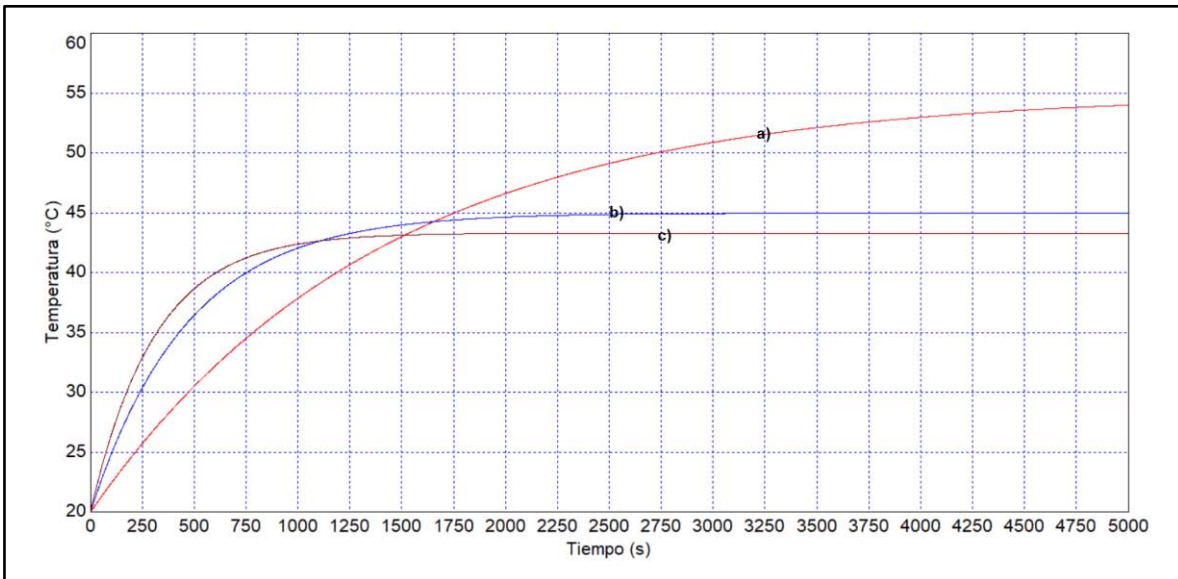


Figura 30. Curvas de comportamiento de la temperatura con: a) Ganancia igual a 1. b) Ganancia igual a 5. c) Ganancia igual a 8.

La curva c) es la que más se aproxima al comportamiento deseado en el tiempo establecido, arrojando una temperatura de 43 °C, al igual que en el apartado anterior este corrimiento es típico del controlador proporcional y ya fue aclarado. Empleando este valor de ganancia, se prosigue con una simulación considerando una perturbación cuando el sistema se encuentra en un estado estacionario (el valor de la temperatura no varía significativamente) para comprobar que el controlador proporcional responde adecuadamente.

Para el diagrama de bloques a lazo cerrado se incorpora a un tiempo de 2500 segundos una perturbación de tipo impulso, provocando que la temperatura disminuya cinco grados centígrados, obteniendo un comportamiento como se muestra en la figura 31.

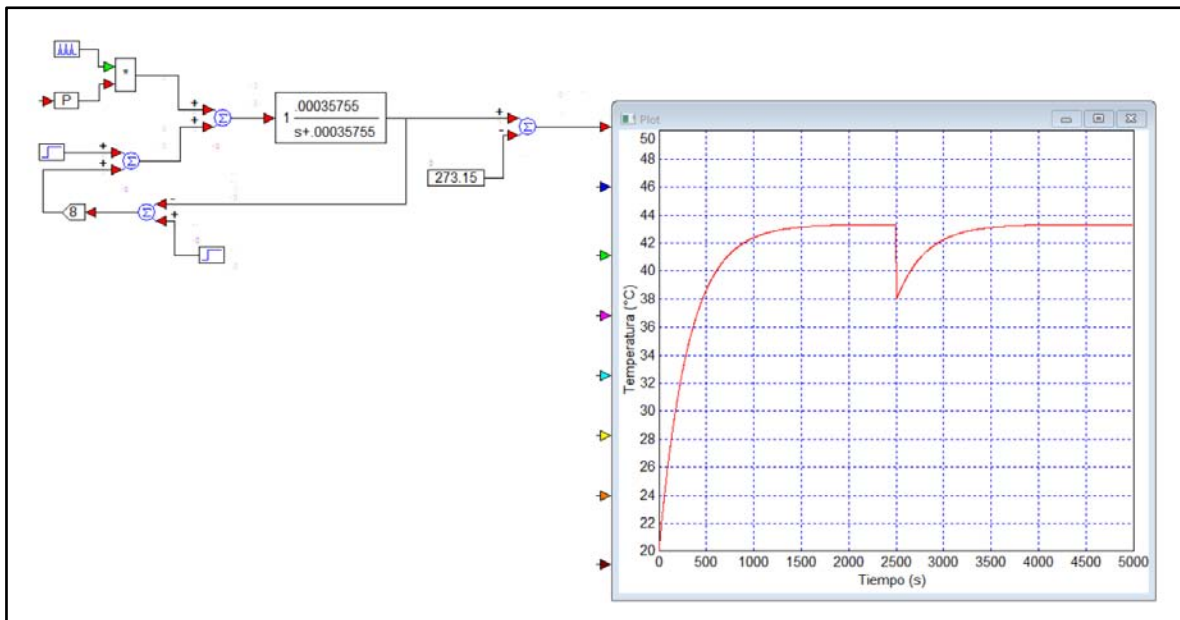


Figura 31. Comportamiento de la temperatura del reactor después de una perturbación tipo impulso, empleando un controlador proporcional.

Como se puede apreciar, el controlador proporcional reestablece la temperatura a 43 °C después de 1000 segundos (aproximadamente 17 minutos) desde la ocurrencia de la perturbación. El comportamiento se repite si el tipo de perturbación que se agrega aumenta la temperatura cinco grados centígrados (figura 32).

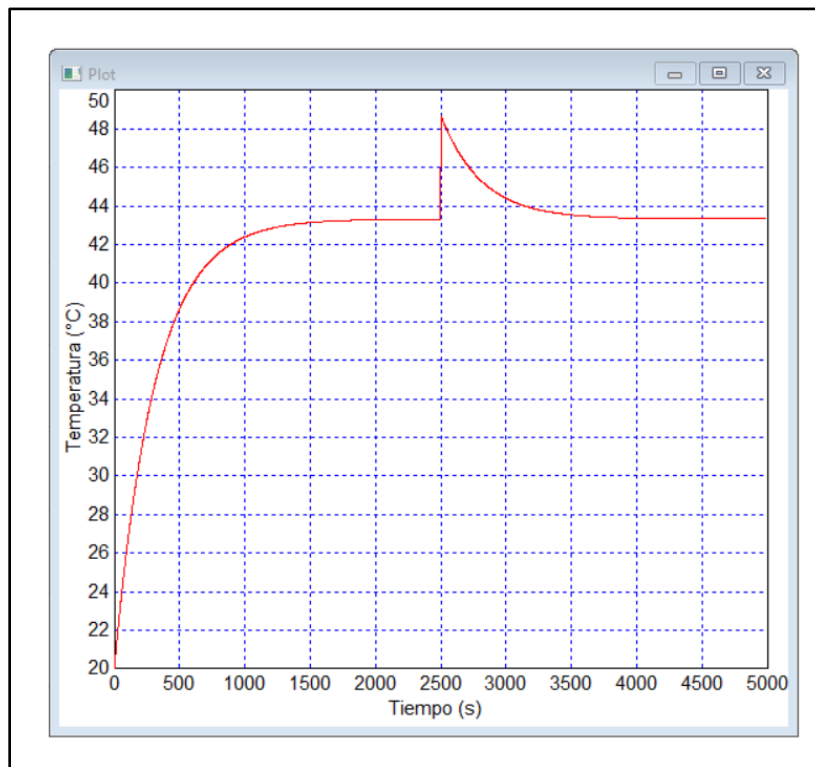


Figura 32. Comportamiento de la temperatura del reactor después de una perturbación tipo impulso, empleando un controlador proporcional.

V. Conclusiones.

Para el desarrollo del presente trabajo, la información con la que se contaba generó la medición del reactor y el establecimiento de consideraciones para la ubicación de los dispositivos con los que contaría el equipo (agitador y deflectores), ya que su tapa tiene dos entradas ubicadas a orillas opuestas de la misma, en donde una de ellas es inclinada como se alcanza a apreciar en la figura 15.

Ubicando las posiciones del agitador y de los deflectores dentro de la línea imaginaria que representa el diámetro del reactor, se calculó el espacio disponible para colocar el serpentín considerando que el intercambiador tendrá un espacio de 2 centímetros entre el deflector más próximo y 2 centímetros del agitador, con lo cual se manejó el valor de 13.04 centímetros.

Si alguna persona requiere emplear el presente trabajo para el diseño de un serpentín, puede no presentársele la dificultad de la colocación de dispositivos como el agitador, por lo que puede ahorrarse el cálculo del espacio disponible para el intercambiador con respecto al diámetro del tanque.

Una recomendación que se puede emplear es agregar deflectores ajustados al serpentín para mejorar el soporte del intercambiador y favorecer la convección forzada dentro del reactor.

El serpentín se consideró de acero inoxidable dado que es un material económico y adecuado para medios ácidos, como el que se manejará durante el desarrollo de los proyectos para la producción de ácido láctico o ácido succínico. Sin embargo para concentraciones muy altas de este tipo de ácidos orgánicos, debe

considerarse un recubrimiento tipo epóxico, lo que provocaría una modificación de la resistencia a la transferencia de calor.

Los datos de temperatura de 70°C y 120°C para los medios de calentamiento de agua y vapor respectivamente fueron establecidos para el proceso y proceder al cálculo de la energía requerida con el fin de calentar 35 litros de agua dentro del reactor en 30 minutos hasta alcanzar una temperatura de 40°C, la cual arrojó el resultado teórico de 1602.0959 watts necesarios.

Generalmente en trabajos sobre serpentines se proporciona algún otro parámetro de diseño (altura, número de vueltas, pitch, longitud de tubería), lo que facilita el cálculo, sin embargo, se prosiguió con las variables desconocidas hasta ese momento.

Por ello, se propuso una secuencia de cálculo en donde el valor del factor jH de Colburn, tanto para el agua a 70°C como el vapor a 120°C, fue determinante ya que para leerlo a partir de la gráfica de transferencia de calor del lado de los tubos (anexo 3) se requería el dato de la longitud de tubería que tendría el serpentín, el cual era desconocido, para seleccionar la correcta tendencia de la gráfica empleando la relación L/D .

Una de las principales dificultades en la lectura del factor jH es el tamaño de la gráfica, ya que esto puede ocasionar desviarse en alguna de las líneas y seleccionar un dato o tendencia distinta, por lo que se recomienda realizar una ampliación del gráfico.

Las iteraciones de estos cálculos arrojaron finalmente valores de área de transferencia, longitud de tubería y altura del serpentín. Fue importante el valor de la altura del intercambiador, para tener cierta flexibilidad sobre el espacio que abarcaría dentro de los 35 litros de agua, por ello se modificó el valor inicial de la proporción del diámetro externo para obtener el pitch de 1.5 a 1.25, arrojando así los valores que aparecen en la tabla 15, donde el área de transferencia es la mínima requerida para cumplir con las condiciones de operación y diseño establecidas.

Dado que sólo se construiría un serpentín, se seleccionó un valor de área de transferencia del intercambiador en un rango de 0.2573 y 0.2976 metros cuadrados, por lo que se seleccionó el límite superior de dicho rango (0.2976) ya que como se mencionó es la mínima requerida para cumplir el servicio que requiere el reactor empleando vapor. Este valor provoca que al emplear agua caliente como medio de calentamiento, el valor de la velocidad de transferencia de calor sea ligeramente mayor, lo que implica que se alcance la temperatura de 40°C que requiere el medio dentro del reactor en un tiempo menor al estipulado (30 minutos).

Con los datos de diseño del serpentín se procedió a realizar una hoja de datos del intercambiador (Anexo 4).

Para simular el comportamiento de la temperatura dentro del reactor con la implementación del serpentín diseñado, se recurrió a las ecuaciones dinámicas para un proceso de calentamiento por lotes con un medio de calentamiento isotérmico (vapor) y no isotérmico (agua caliente), comprobando adecuadamente el servicio que se buscaba dentro del equipo, como lo representan las figuras 20 y 28.

Finalmente para mantener la temperatura constante de 40°C se seleccionó un control proporcional al proceso, aunque por las consideraciones de eficiencia de transmisión de calor de 100%, la inexistencia de ensuciamiento de la tubería y el tipo de controlador empleado, arrojaron un corrimiento de 3°C.

El siguiente paso que implica este proyecto, será la adquisición del serpentín y realizar pruebas experimentales con las condiciones de operación establecidas en este trabajo, analizando los datos obtenidos y comparar los resultados prácticos con los teóricos.

VI. Referencias.

- Çengel, Y. A. & Ghajar, A. J. (2011). *Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones*. [Traducido al español de Heat and Mass Transfer]. 4a ed. Distrito Federal, México: McGraw-Hill/Interamericana editores.
- Crane (1992). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. [Traducido al español de Flow of fluids technical paper 410]. Estado de México, México: McGraw-Hill/Interamericana de México.
- Doran, P. M. (1998). *Principios de ingeniería de los bioprocesos*. [Traducido al español de Bioprocess Engineering Principles]. Zaragoza, España: Editorial Acribia, S.A.
- Geankoplis, C. J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. 3a ed. México: Compañía editorial continental.
- Gutiérrez, E. A., Rodríguez, O. & Carmona, C. (2005). *La química en tus manos*. Distrito Federal, México: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Ibarz, A., Barbosa, G. V. (2005). *Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos*. Madrid, España: Ediciones Mundi-Prensa.
- Kent, J. A. (2007). *Kent and Riegel's handbook of industrial chemistry and biotechnology* (vol. II). 11a ed. Nueva York, Estados Unidos: Springer Science+Business Media, LLC.

- Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor*. [Traducido al español de Process Heat Transfer]. Distrito Federal, México: Compañía Editorial Continental.
- Mandenius, C. F. (2016). *Bioreactors: Design, Operation and Novel Applications*. Weinheim, Alemania: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- Obnamia, J. A. (2014). *Modeling the Reaction Kinetics of the Enzymatic Hrdrolysis of Lignocellulosic Biomass*. (Tesis de maestría, Universidad de Toronto). Recuperado de https://tspace.library.utoronto.ca/bitstream/1807/65594/6/Obnamia_Jon_A_201406_MASc_Thesis.pdf
- Shuler, M. L. & Kargi, F. (2002). *Bioprocess engineering*. 2a ed. Nueva Jersey, Estados Unidos: Prentice Hall PTR.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process: Design and Integration*. Sussex Occidental, Reino Unido: John Wiley & Sons Ltd.
- Valiente, A. (2013). *Ingeniería de calor*. Recuperado de <https://librosdrvaliente.files.wordpress.com/2015/09/ingenierc3ada-de-calor-dr-antonio-valiente.pdf>
- Velasquez, J. A., Giraldo, Y. M., Padilla, L. & Giraldo, G. (2015). Crecimiento de *Lactobacillus casei ssp casei* ATCC 393 en suero clarificado. *Revista Biotecnología en el Sector Agropecuario y Agroindustrial*, 13(1), 19-27.

VII. Bibliografía.

- Cortés, S. R. (2015). *Control de temperatura PID para un bioreactor de procesos aeróbicos*. (Tesis de grado). Universidad Nacional Autónoma de México, Distrito Federal, México.
- Cuadrado, K. C. (2010). *Diseño, construcción y pruebas de un intercambiador de calor de carcasa y tubos para laboratorio de térmicas de la facultad de mecánica*. (Tesis de grado). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador.
- Hagedorn, D. W. (1965). *Prediction of batch heat transfer coefficients for pseudoplastic fluids in vessels*. (Tesis doctoral). Universidad de Ciencia y Tecnología de Nueva Jersey, Estados Unidos.
- Jaffar, N., Inayat, M. H. & Wardag, A. N. (Enero, 2017). *Design a helical coil heat exchanger via CFD simulations*. Trabajo presentado en la 14th International Bhurban Conference on Applied Sciences and Technology, Islamabad, Pakistán.
- Jara, H. R., Pradilla, M. A. & Burgos, C. V. (2001). Biorreactores: modelos matemáticos y su simulación sobre una hoja electrónica. *Revista Ingeniería e Investigación*, (48), 20-23. doi: 10.15446/ing.investig.
- Kamen, E. W. & Heck, B. S. (2008). *Fundamentos de señales y sistemas usando la Web y MATLAB*. [Traducido al español de Fundamentals of Signals and Systems, using the Web and MATLAB]. 3a ed. Estado de México, México: Pearson Educación de México.

- Lazova, M. et al. (Performance Evaluation of a Helical Coil Heat Exchanger Working under Supercritical Conditions in a Solar Organic Rankine Cycle Installation. *Energies*, 9(6), 432. doi: 10.3390/en9060432.
- Loera, P. I. (2003). *Simulación Estocástica y Control Óptimo de Procesos para el Tratamiento de Aguas Residuales de Excretas Porcinas*. (Tesis de maestría). Universidad de Sonora, Hermosillo, Sonora.
- Molera, P. (1990). *Metales resistentes a la corrosión*. Barcelona España: MARCOMBO.
- Nielsen, J., Villadsen, J. & Lidén, G. (2003). *Bioreaction Engineering Principles*. 2a ed. Nueva York, Estados Unidos: Kluwer Academic/Plenum Publishers.
- Patil, R. K., Shende, B. W. & Ghosh, P. K. (1982). Designing a helical-coil heat exchanger. *Chemical Engineering*. (pp. 85–88).
- Perry, R. H. & Green, D. W. (2012). *Manual del ingeniero químico* (Vols. I, II y IV). 7a ed. Madrid, España: McGraw Hill/Interamericana de España.
- Shuo, C., Zhenxiao, H., Yao, X. & Hanyang, G. (2018). Experimental investigation of subcooled flow boiling heat transfer in helical coils. *Nuclear Engineering and Design*, 327, 187-197. doi: 10.1016/j.nucengdes.2017.12.014.
- Siddall, J. N. (1982). *Optimal engineering design: Principles and Applications*. Nueva York, Estados Unidos: MARCEL DEKKER, INC.

Sohel, S. M. & Matos, M. (2017). Design of Heat Transfer Surfaces in Agitated Vessels. En Silva, V. & Moraes, D., *Heat exchangers: Design, Experiment and Simulation* (pp. 37-60). Estados Unidos: IntechOpen. Recuperado de <https://www.intechopen.com/books/heat-exchangers-design-experiment-and-simulation/design-of-heat-transfer-surfaces-in-agitated-vessels>

Anexo 1. Espesor de la tubería según número de cédula.^{1*}

B-13a. Tuberías comerciales de acero. Con base en ANSI B36.10: 1970 y BS 1600: Parte 2: 1970									
Espesor de la tubería según número de cédula									
Medida nominal de la tubería	Diámetro exterior	Espesor	Diámetro interior	Medida nominal de la tubería	Diámetro exterior	Espesor	Diámetro interior		
									pulgadas
Cédula 10	14	355.6	6.35	342.9	Cédula 80 (continuación)	3½	101.6	8.08	85.4
	16	406.4	6.35	393.7		4	114.3	8.56	97.2
	18	457.2	6.35	444.5		5	141.3	9.52	122.3
	20	508.0	6.35	495.3		6	168.3	10.97	146.4
	24	609.6	6.35	596.9		8	219.1	12.70	193.7
Cédula 20	30	762.0	7.92	746.2	10	273.0	15.09	242.8	
	8	219.1	6.35	206.4	12	323.9	17.47	289.0	
	10	273.0	6.35	260.3	14	355.6	19.05	317.5	
	12	323.9	6.35	311.2	16	406.4	21.44	363.5	
	14	355.6	7.92	339.8	18	457.2	23.82	409.6	
Cédula 30	16	406.4	7.92	390.6	20	508.0	26.19	455.6	
	18	457.2	7.92	441.4	24	609.6	30.96	547.7	
	20	508.0	9.52	489.0	Cédula 100	8	219.1	15.09	188.9
	24	609.6	9.52	590.6		10	273.0	18.26	236.5
	30	762.0	12.70	736.6		12	323.9	21.44	281.0
8	219.1	7.04	205.0	14		355.6	23.82	308.0	
10	273.0	7.80	257.4	16		406.4	26.19	354.0	
Cédula 40	12	323.9	8.38	307.1	18	457.2	29.36	398.5	
	14	355.6	9.52	336.6	20	508.0	32.54	442.9	
	16	406.4	9.52	387.4	24	609.6	38.89	531.8	
	18	457.2	11.13	434.9	Cédula 120	4	114.3	11.13	92.0
	20	508.0	12.70	482.6		5	141.3	12.70	115.9
24	609.6	14.27	581.1	6		168.3	14.27	139.8	
30	762.0	15.88	730.2	8		219.1	18.26	182.6	
½	10.3	1.73	6.8	10		273.0	21.44	230.1	
Cédula 60	¾	13.7	2.24	9.2	12	323.9	25.40	273.1	
	1	17.1	2.31	12.5	14	355.6	27.79	300.0	
	1½	21.3	2.77	15.8	16	406.4	30.96	344.5	
	¾	26.7	2.87	21.0	18	457.2	34.92	387.4	
	1	33.4	3.38	26.6	20	508.0	38.10	431.8	
	1¼	42.2	3.56	35.1	24	609.6	46.02	517.6	
	1½	48.3	3.68	40.9	Cédula 140	8	219.1	20.62	177.9
	2	60.3	3.91	52.5		10	273.0	25.40	222.2
	2½	73.0	5.16	62.7		12	323.9	28.58	266.7
	3	88.9	5.49	77.9		14	355.6	31.75	292.1
	3½	101.6	5.74	90.1		16	406.4	36.52	333.4
	4	114.3	6.02	102.3	18	457.2	39.69	377.8	
	5	141.3	6.55	128.2	20	508.0	44.45	419.1	
	6	168.3	7.11	154.1	24	609.6	52.39	504.8	
	8	219.1	8.18	202.7	Cédula 160	½	21.3	4.78	11.7
10	273.0	9.27	254.5	¾		26.7	5.56	15.6	
12	323.9	10.31	303.3	1		33.4	6.35	20.7	
14	355.6	11.13	333.3	1¼		42.2	6.35	29.5	
16	406.4	12.70	381.0	1½		48.3	7.14	34.0	
18	457.2	14.27	428.7	2	60.3	8.74	42.8		
20	508.0	15.09	477.8	2½	73.0	9.52	54.0		
24	609.6	17.48	574.6	3	88.9	11.13	66.6		
Cédula 80	8	219.1	10.31	198.5	4	114.3	13.49	87.3	
	10	273.0	12.70	247.6	5	141.3	15.88	109.5	
	12	323.9	14.27	295.4	6	168.3	18.26	131.8	
	14	355.6	15.09	325.4	8	219.1	23.01	173.1	
	16	406.4	16.64	373.1	10	273.0	28.58	215.8	
Cédula 100	18	457.2	19.05	419.1	12	323.9	33.34	257.2	
	20	508.0	20.62	466.8	14	355.6	35.71	284.2	
	24	609.6	24.61	560.4	16	406.4	40.49	325.4	
	¾	10.3	2.41	5.5	18	457.2	45.24	366.7	
	¾	13.7	3.02	7.7	20	508.0	50.01	408.0	
5/8	17.1	3.20	10.7	24	609.6	59.54	490.5		
Cédula 120	1½	21.3	3.73	13.8					
	¾	26.7	3.91	18.9					
	1	33.4	4.55	24.3					
	1¼	42.2	4.85	32.5					
	1½	48.3	5.08	38.1					
2	60.3	5.54	49.2						
2½	73.0	7.01	59.0						
3	88.9	7.62	73.7						

¹ Crane (1992). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. [Traducido al español de Flow of fluids technical paper 410]. Estado de México, México: McGraw-Hill/Interamericana de México.

* Se han marcado los valores que se emplearán durante el cálculo de diseño del serpentín.

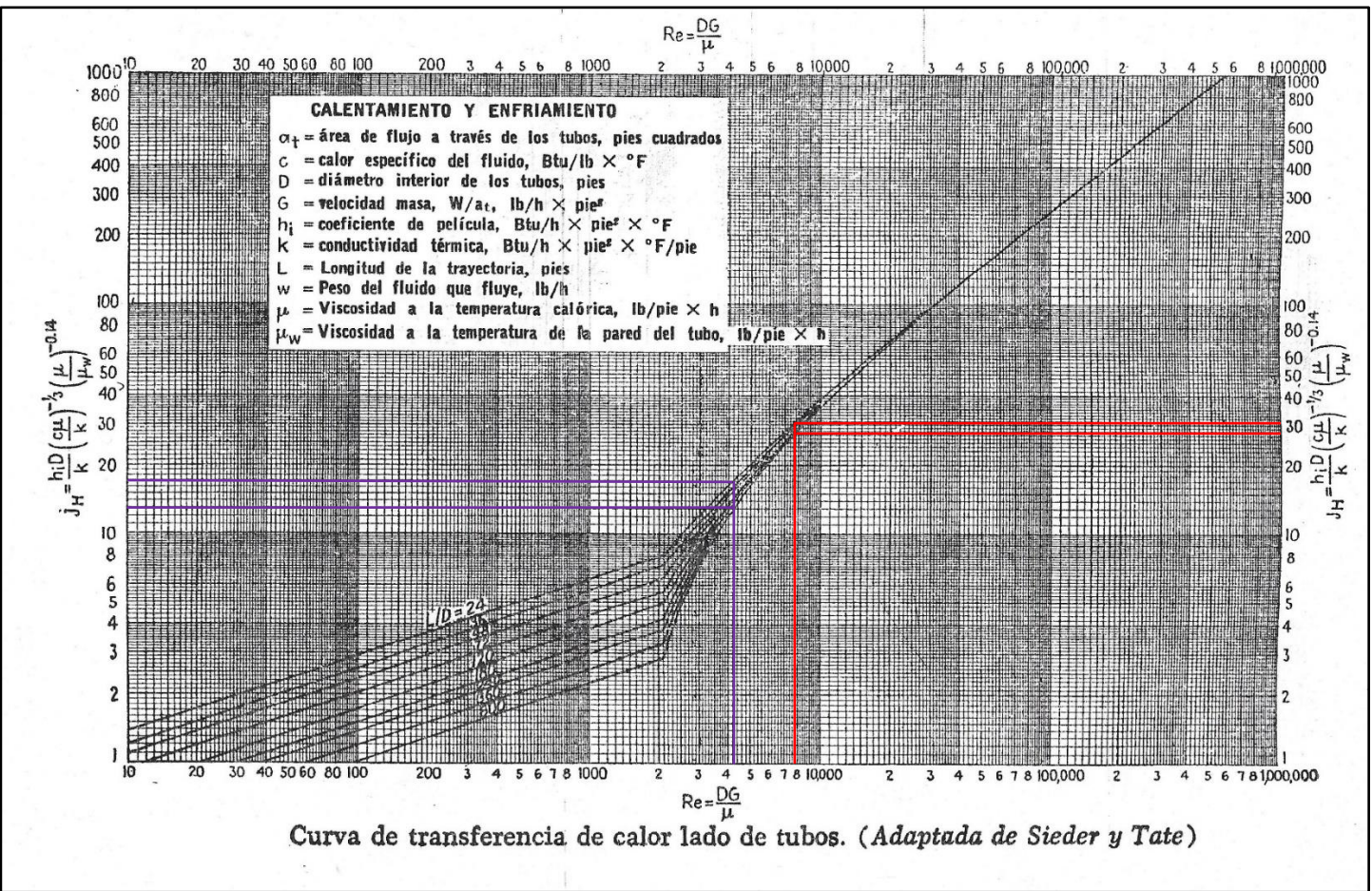
Anexo 2. Propiedades del agua saturada.^{2*}

Temp., T °C	Presión de saturación, P _{sat} , kPa	Densidad, ρ kg/m ³		Entalpía de vaporización, h _{fg} , kJ/kg	Calor específico, c _p , J/kg · K		Conductividad térmica, k W/m · K		Viscosidad dinámica, μ kg/m · s		Número de Prandtl, Pr		Coeficiente de expansión volumétrica, β 1/K
		Líquido	Vapor		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	
0.01	0.6113	999.8	0.0048	2 501	4 217	1 854	0.561	0.0171	1.792 × 10 ⁻³	0.922 × 10 ⁻⁵	13.5	1.00	-0.068 × 10 ⁻³
5	0.8721	999.9	0.0068	2 490	4 205	1 857	0.571	0.0173	1.519 × 10 ⁻³	0.934 × 10 ⁻⁵	11.2	1.00	0.015 × 10 ⁻³
10	1.2276	999.7	0.0094	2 478	4 194	1 862	0.580	0.0176	1.307 × 10 ⁻³	0.946 × 10 ⁻⁵	9.45	1.00	0.733 × 10 ⁻³
15	1.7051	999.1	0.0128	2 466	4 185	1 863	0.589	0.0179	1.138 × 10 ⁻³	0.959 × 10 ⁻⁵	8.09	1.00	0.138 × 10 ⁻³
20	2.339	998.0	0.0173	2 454	4 182	1 867	0.598	0.0182	1.002 × 10 ⁻³	0.973 × 10 ⁻⁵	7.01	1.00	0.195 × 10 ⁻³
25	3.169	997.0	0.0231	2 442	4 180	1 870	0.607	0.0186	0.891 × 10 ⁻³	0.987 × 10 ⁻⁵	6.14	1.00	0.247 × 10 ⁻³
30	4.246	996.0	0.0304	2 431	4 178	1 875	0.615	0.0189	0.798 × 10 ⁻³	1.001 × 10 ⁻⁵	5.42	1.00	0.294 × 10 ⁻³
35	5.628	994.0	0.0397	2 419	4 178	1 880	0.623	0.0192	0.720 × 10 ⁻³	1.016 × 10 ⁻⁵	4.83	1.00	0.337 × 10 ⁻³
40	7.384	992.1	0.0512	2 407	4 179	1 885	0.631	0.0196	0.653 × 10 ⁻³	1.031 × 10 ⁻⁵	4.32	1.00	0.377 × 10 ⁻³
45	9.593	990.1	0.0655	2 395	4 180	1 892	0.637	0.0200	0.596 × 10 ⁻³	1.046 × 10 ⁻⁵	3.91	1.00	0.415 × 10 ⁻³
50	12.35	988.1	0.0831	2 383	4 181	1 900	0.644	0.0204	0.547 × 10 ⁻³	1.062 × 10 ⁻⁵	3.55	1.00	0.451 × 10 ⁻³
55	15.76	985.2	0.1045	2 371	4 183	1 908	0.649	0.0208	0.504 × 10 ⁻³	1.077 × 10 ⁻⁵	3.25	1.00	0.484 × 10 ⁻³
60	19.94	983.3	0.1304	2 359	4 185	1 916	0.654	0.0212	0.467 × 10 ⁻³	1.093 × 10 ⁻⁵	2.99	1.00	0.517 × 10 ⁻³
65	25.03	980.4	0.1614	2 346	4 187	1 926	0.659	0.0216	0.433 × 10 ⁻³	1.110 × 10 ⁻⁵	2.75	1.00	0.548 × 10 ⁻³
70	31.19	977.5	0.1983	2 334	4 190	1 936	0.663	0.0221	0.404 × 10 ⁻³	1.126 × 10 ⁻⁵	2.55	1.00	0.578 × 10 ⁻³
75	38.58	974.7	0.2421	2 321	4 193	1 948	0.667	0.0225	0.378 × 10 ⁻³	1.142 × 10 ⁻⁵	2.38	1.00	0.607 × 10 ⁻³
80	47.39	971.8	0.2935	2 309	4 197	1 962	0.670	0.0230	0.355 × 10 ⁻³	1.159 × 10 ⁻⁵	2.22	1.00	0.653 × 10 ⁻³
85	57.83	968.1	0.3536	2 296	4 201	1 977	0.673	0.0235	0.333 × 10 ⁻³	1.176 × 10 ⁻⁵	2.08	1.00	0.670 × 10 ⁻³
90	70.14	965.3	0.4235	2 283	4 206	1 993	0.675	0.0240	0.315 × 10 ⁻³	1.193 × 10 ⁻⁵	1.96	1.00	0.702 × 10 ⁻³
95	84.55	961.5	0.5045	2 270	4 212	2 010	0.677	0.0246	0.297 × 10 ⁻³	1.210 × 10 ⁻⁵	1.85	1.00	0.716 × 10 ⁻³
100	101.33	957.9	0.5978	2 257	4 217	2 029	0.679	0.0251	0.282 × 10 ⁻³	1.227 × 10 ⁻⁵	1.75	1.00	0.750 × 10 ⁻³
110	143.27	950.6	0.8263	2 230	4 229	2 071	0.682	0.0262	0.255 × 10 ⁻³	1.261 × 10 ⁻⁵	1.58	1.00	0.798 × 10 ⁻³
120	198.53	943.4	1.121	2 203	4 244	2 120	0.683	0.0275	0.232 × 10 ⁻³	1.296 × 10 ⁻⁵	1.44	1.00	0.858 × 10 ⁻³
130	270.1	934.6	1.496	2 174	4 263	2 177	0.684	0.0288	0.213 × 10 ⁻³	1.330 × 10 ⁻⁵	1.33	1.01	0.913 × 10 ⁻³
140	361.3	921.7	1.965	2 145	4 286	2 244	0.683	0.0301	0.197 × 10 ⁻³	1.365 × 10 ⁻⁵	1.24	1.02	0.970 × 10 ⁻³
150	475.8	916.6	2.546	2 114	4 311	2 314	0.682	0.0316	0.183 × 10 ⁻³	1.399 × 10 ⁻⁵	1.16	1.02	1.025 × 10 ⁻³
160	617.8	907.4	3.256	2 083	4 340	2 420	0.680	0.0331	0.170 × 10 ⁻³	1.434 × 10 ⁻⁵	1.09	1.05	1.145 × 10 ⁻³
170	791.7	897.7	4.119	2 050	4 370	2 490	0.677	0.0347	0.160 × 10 ⁻³	1.468 × 10 ⁻⁵	1.03	1.05	1.178 × 10 ⁻³
180	1 002.1	887.3	5.153	2 015	4 410	2 590	0.673	0.0364	0.150 × 10 ⁻³	1.502 × 10 ⁻⁵	0.983	1.07	1.210 × 10 ⁻³
190	1 254.4	876.4	6.388	1 979	4 460	2 710	0.669	0.0382	0.142 × 10 ⁻³	1.537 × 10 ⁻⁵	0.947	1.09	1.280 × 10 ⁻³
200	1 553.8	864.3	7.852	1 941	4 500	2 840	0.663	0.0401	0.134 × 10 ⁻³	1.571 × 10 ⁻⁵	0.910	1.11	1.350 × 10 ⁻³
220	2 318	840.3	11.60	1 859	4 610	3 110	0.650	0.0442	0.122 × 10 ⁻³	1.641 × 10 ⁻⁵	0.865	1.15	1.520 × 10 ⁻³
240	3 344	813.7	16.73	1 767	4 760	3 520	0.632	0.0487	0.111 × 10 ⁻³	1.712 × 10 ⁻⁵	0.836	1.24	1.720 × 10 ⁻³
260	4 688	783.7	23.69	1 663	4 970	4 070	0.609	0.0540	0.102 × 10 ⁻³	1.788 × 10 ⁻⁵	0.832	1.35	2.000 × 10 ⁻³
280	6 412	750.8	33.15	1 544	5 280	4 835	0.581	0.0605	0.094 × 10 ⁻³	1.870 × 10 ⁻⁵	0.854	1.49	2.380 × 10 ⁻³
300	8 581	713.8	46.15	1 405	5 750	5 980	0.548	0.0695	0.086 × 10 ⁻³	1.965 × 10 ⁻⁵	0.902	1.69	2.950 × 10 ⁻³
320	11 274	667.1	64.57	1 239	6 540	7 900	0.509	0.0836	0.078 × 10 ⁻³	2.084 × 10 ⁻⁵	1.00	1.97	—
340	14 586	610.5	92.62	1 028	8 240	11 870	0.469	0.110	0.070 × 10 ⁻³	2.255 × 10 ⁻⁵	1.23	2.43	—
360	18 651	528.3	144.0	720	14 690	25 800	0.427	0.178	0.060 × 10 ⁻³	2.571 × 10 ⁻⁵	2.06	3.73	—
374.14	22 090	317.0	317.0	0	—	—	—	—	0.043 × 10 ⁻³	4.313 × 10 ⁻⁵	—	—	—

² Çengel, Y. A. & Ghajar, A. J. (2011). *Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones*. [Traducido al español de Heat and Mass Transfer]. 4a ed. Distrito Federal, México: McGraw-Hill/Interamericana editores.

* Se han marcado los valores que se emplearán durante el cálculo de diseño del serpentín.

Anexo 3. Gráfica de transferencia de calor con factor $j_H^{.3}$ *

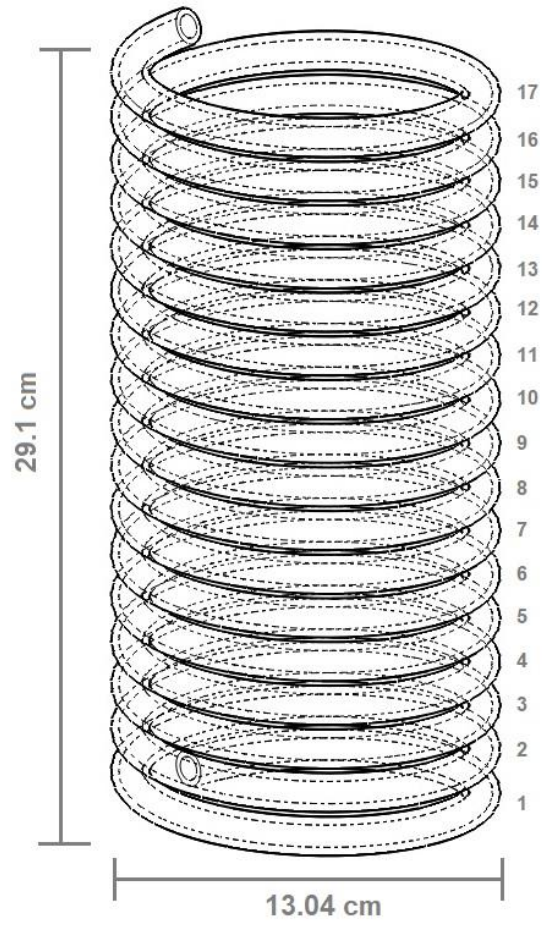
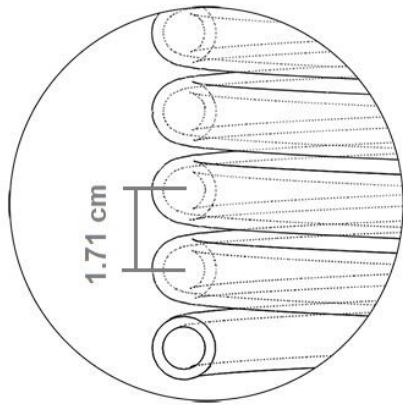


³ Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor*. [Traducido al español de Process Heat Transfer]. Distrito Federal, México: Compañía Editorial Continental.

* Se han marcado los valores que se emplearán durante el cálculo de diseño del serpentín.

Anexo 4. Hoja de datos del serpentín diseñado.

DATOS GENERALES		
Hoja 1 de 2		
DENOMINACIÓN EQUIPO	Intercambiador de calor tipo serpentín	
FUNCIÓN	Calentamiento de un fluido dentro de un reactor Pfaudler de 10 galones.	
DATOS DE OPERACIÓN		
FLUIDO	Agua	Vapor
TEMPERATURA DE ENTRADA (°C)	70	120
TEMPERATURA DE SALIDA (°C)	42	120
DENSIDAD DE ENTRADA (Kg/m³)	977.5	1.121
DENSIDAD DE SALIDA (Kg/m³)	991.5	1.121
PRESIÓN DE OPERACIÓN (atm)	1	2
CAUDAL MÁSIICO (Kg/h)	46	2.7
CALOR INTERCAMBIADO (W)	1602.1	
DATOS DE DISEÑO		
MATERIAL	Acero inoxidable	
CÉDULA	40	
DIÁMETRO DE TUBERÍA NOMINAL (in)	1/4	
DIÁMETRO DE TUBERÍA INTERNO (m)	0.0092	
DIÁMETRO DE TUBERÍA EXTERNO (m)	0.0137	
ESPEJOR DE TUBERÍA (m)	0.00224	
DIÁMETRO DE SERPENTÍN (m)	0.1304	
ALTURA DE SERPENTÍN (m)	0.291	
PITCH (m)	0.0171	
NÚMERO DE VUELTAS	17	
LONGITUD DE SERPENTÍN (m)	6.42	
ÁREA DE TRANSFERENCIA (m²)	0.2976	



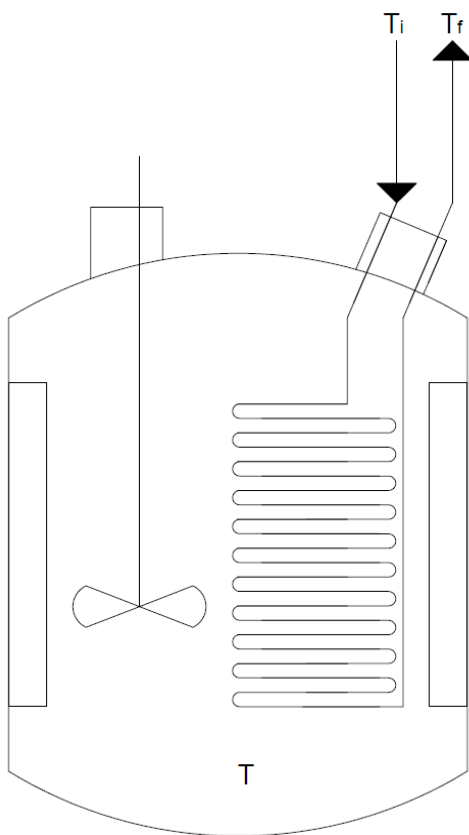
Anexo 5. Registro para datos de pruebas experimentales.

Fluido empleado en el serpentín: _____

Volumen de agua: _____

Número de revoluciones: _____

Flujo del fluido: _____



T (min)	T _i (°C)	T _f (°C)	T (°C)
0			
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			